



TUGAS AKHIR - TK 145501

Pabrik LPG dari *Natural Gas* dengan Proses *Cryogenic*

Elok Trilydia Ningrum
NRP. 2312 030 051

Ega Tikasari
NRP. 2312 030 054

Dosen Pembimbing
Ir. Elly Agustiani M.Eng
NIP. 19580819 198503 2 003

**PROGRAM STUDI DIII TEKNIK KIMIA
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2015**



FINAL PROJECT - TK 145501

LPG PLANT FROM NATURAL GAS WITH CRYOGENIC PROCESS

Elok Trilydia Ningrum
NRP. 2312 030 051

Ega Tikasari
NRP. 2312 030 054

Lecturer
Ir. Elly Agustiani M.Eng
NIP. 19580819 198503 2 003

DEPARTMENT DIPLOMA OF CHEMICAL ENGINEERING
Faculty of Industrial Technology
Sepuluh Nopember Institute of Technology
Surabaya 2015

**LEMBAR PENGESAHAN
LAPORAN TUGAS AKHIR DENGAN JUDUL :
PABRIK LPG DARI *NATURAL GAS*
DENGAN PROSES *CRYOGENIC***

Telah diperiksa dan disetujui oleh :

Dosen Pembimbing



Ir. Elly Agustiani, M.Eng.

NIP. 19580819 198503 2 003

Mengetahui,


**Ketua Program Studi
D III Teknik Kimia FTI-ITS**

**Koordinator Tugas Akhir
D III Teknik Kimia FTI-ITS**



Ir. Budi Setiawan, M.T.

NIP. 19540220 198701 1 001



Achmad Ferdiansyah P. P., S. T., M. T.

NIP. 2300201308002

LEMBAR PERSETUJUAN PERBAIKAN TUGAS AKHIR

Telah diperiksa dan disetujui sesuai dengan hasil ujian tugas akhir pada tanggal 17 Juni 2015, untuk tugas akhir dengan judul "**Pabrik LPG dari *Natural Gas* dengan Proses *Cryogenic***" yang disusun oleh :

Elok Trilydia Ningrum
Ega Tikasari

(2312 030 051)

(2312 030 054)

Mengetahui/menyetujui

Dosen Penguji

Dosen Penguji


Ir. Agus Surono, M.T.

NIP. 19590727 198701 1 001



Ir. Sri Murwanti, M.T.

NIP. 19530226 1985022 001

Mengetahui,

Koordinator Tugas Akhir

Dosen Pembimbing


Achmad Ferdiansyah P.P, S.T, M.T

NIP. 2300 201308 002


Ir. Elly Agustiani, M.Eng.

NIP. 19580819 198503 2 003

Pabrik LPG dari *Natural Gas* dengan Proses *Cryogenic*

Nama Mahasiswa : 1. Elok Trilydia N. 2312 030 051
2. Ega Tikasari 2312 030 054
Program Studi : DIII Teknik Kimia FTI-ITS
Dosen Pembimbing : Ir. Elly Agustiani, M.Eng

ABSTRAK

LPG (Liquid Petroleum Gasoline) merupakan sumber daya alam yang sangat berlimpah di bumi kita. Dewasa ini, telah banyak manfaat dari gas LPG yang digunakan untuk membantu kebutuhan kita dalam kehidupan sehari-hari. Dalam era modern sekarang ini dimana peralatan sudah semakin canggih, gas LPG juga dimanfaatkan dalam berbagai hal, misalnya dalam bidang perindustrian, otomotif bahkan rumah tangga. Namun, dengan kebutuhan LPG yang semakin meningkat ternyata tidak dibarengi dengan kesiapan pemerintah menyuplai kebutuhan LPG dalam negeri. PT Pertamina (Persero) memperkirakan tahun 2014 impor LPG mencapai 4,8-4,9 juta metric ton atau 60 persen dari total kebutuhan. Hal ini terjadi lantaran kilang Pertamina tidak mampu menyuplai kebutuhan LPG yang tiap tahunnya terus meningkat. Berdasarkan penjelasan di atas dapat dilihat bahwa di Indonesia produksi LPG masih belum memadai, maka dari itu industri ini sangat membantu dalam memenuhi kebutuhan pasar yang dari tahun ke tahun semakin meningkat sehingga dapat mengurangi jumlah impor LPG.

Pada proses pabrik LPG ini terdapat 4 unit proses, yaitu Acid Gas Removal Unit, Dehydration Unit, Fractionation Unit, dan Refrigeration Unit. Unit yang pertama yaitu Acid Gas Removal merupakan unit reduksi 'acid gas' karbon dioksida (CO_2) dan hidrogen sulfida (H_2S) agar memenuhi spesifikasi proses dan menghindari permasalahan korosi dan plugging (kerak). Unit yang kedua yaitu Dehydration Unit adalah salah satu proses yang terakhir dari pemurnian yang bertujuan untuk mencegah terjadinya free-water, korosi dan tercapainya kualitas gas yang diinginkan. Dalam proses pembuatan LPG ini perlu juga diminimalkan atau dihilangkan kadar airnya, karena pengoperasian pembuatan LPG melibatkan temperature dingin maka untuk menghindari terbentuknya hidrat yang dapat mengganggu proses. Unit yang ketiga yaitu Unit Fraksionasi merupakan inti proses pemisahan komponen LPG dari fraksi ringan yaitu metana dan etana. Proses pemisahan cairan hasil kondensasi yang terjadi pada Gas Chiller dilakukan di unit Deethanizer dan Debutanizer dengan prinsip perbedaan titik didih. Unit yang terakhir yaitu Unit Refrijerasi merupakan unit pendukung tercapainya temperatur yang sangat rendah di dalam LPG Plant. Temperatur yang sangat rendah ini diperlukan bagi top product kolom Deethanizer. Condenser dari kolom Deethanizer merupakan Gas Chiller dengan menggunakan sistem refrijerasi campuran (Mixed Refrigerant).

Dari rancangan pabrik LPG dari Natural Gas yang kami buat, maka dapat disimpulkan bahwa, Pabrik LPG ini beroperasi secara semi-continue selama 24 jam dalam 330 hari dan kapasitas produksi dari pabrik LPG ini adalah sebesar 7323,23 kg/jam dengan LPG yang dihasilkan adalah sebesar 96%. Bahan baku utama dari pabrik LPG ini adalah Natural Gas dengan jumlah sebesar 35951,5 kg/jam. Sedangkan untuk bahan baku pendukung yang diperlukan antara lain DEA sebesar 8120,36 kg/jam dan TEG sebesar 3306,59 kg/jam.

Kata kunci : Natural gas, Cryogenic, LPG

LPG Plant from Natural Gas with Cryogenic Process

Name : 1. Elok Trilydia N. 2312 030 051
2. Ega Tikasari 2312 030 054
Study Program : DIII Teknik Kimia FTI-ITS
Lecturer : Ir. Elly Agustiani, M.Eng

ABSTRACT

LPG (Liquid Petroleum Gasoline) is a natural resource which is very abundant in our earth. Nowadays, LPG has many benefits which is used to help our daily needs. In this modern era where equipment is increasingly sophisticated, LPG gas also used in many ways, for example in the field of industry, automotive even household. However, as LPG demand is increasing evidently not followed by government readiness to supply domestic LPG demand. PT Pertamina (Persero) estimated in 2014 LPG imports reach 4,8-4,9 million metric ton or 60 percent of total needs. It happens because Pertamina unable to supply LPG needs which is increase annually. Based on the above explanation it can be seen that in Indonesia LPG production still not inadequate, Therefore this industry will be very helpful to fulfill market needs which is increase annually so as to reduce the amount of imported LPG.

There are 4 unit process in this LPG plant, i.e. Acid Gas Removal Unit, Dehydration Unit, Fractionation Unit, and Refrigeration Unit. First unit is Acid Gas Removal which is 'acid gas' carbon dioxide (CO_2) dan hydrogen sulfide (H_2S) reduction unit to fulfill process specification and to avoid corrosion and plugging (crust). Second unit is Dehydration Unit which is one of the last process of purification which aims to prevent free-water, corrosions and to achieve desired gas quality. In this manufacturing process it necessary to remove water content, because in manufacture operating involved freezing temperature then to avoid hydrate formation which can interfere the process. Third unit is Fractionation Unit which is LPG component separation process from light fraction, methane and ethane. Liquid separation process of condensate that occurred on Gas Chiller performed in Deethanizer and Debutanizer unit with boiling point principle. Last unit is Refrigeration Unit which is supporting unit to achieve freezing temperature in LPG Plant. This freezing temperature required for Deethanizer column top product. Condenser of Deethanizer column is Gas Chiller by using Mixed Refrigerant system.

From the design of Natural Gas LPG plant we made, can be concluded that, this LPG plant operate semi-continue within 24 hours in 330 days and the amount of production capacity is 7323,23 kg/hour with the amount of LPG production is equal to 96 %. The main raw material of this LPG plant is Natural Gas amounted to 35951,5 kg/hour. As for supporting raw material are DEA with the amount of 8120,36 kg/ hour and TEG with the amount of 3306,59 kg/ hour.

Keywords : Natural gas, Cryogenic, LPG

KATA PENGANTAR

Alhamdulillah puji syukur kehadiran Allah SWT atas berkat dan rahmat-Nya, sehingga kami dapat menyelesaikan laporan Tugas Akhir kami yang berjudul ***“Pabrik LPG dari Natural Gas dengan Proses Cryogenic”*** tepat pada waktunya. Tugas akhir merupakan syarat kelulusan bagi mahasiswa tahap diploma di Jurusan DIII Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya. Pada kesempatan kali ini atas segala bantuannya dalam pengerjaan laporan tugas akhir ini, kami mengucapkan terima kasih kepada :

1. Bapak Ir. Budi Setiawan, MT selaku Ketua Program Studi DIII Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya.
2. Ibu Ir. Elly Agustiani, M.Eng selaku Dosen Pembimbing atas kesabaran dalam membimbing kami menyelesaikan Tugas Akhir kami.
3. Ibu Ir. Sri Murwanti, MT selaku Dosen Penguji Tugas Akhir Program Studi DIII Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya.
4. Bapak Ir. Agus Surono, MT selaku Dosen Penguji Tugas Akhir Program Studi DIII Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya.
5. Bapak Achmad Ferdiansyah PP, ST, MT selaku koordinator Tugas Akhir Program Studi DIII Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya.
6. Seluruh dosen dan karyawan Program Studi DIII Teknik Kimia FTI – ITS Surabaya.
7. Kedua orang tua kami dan orang terdekat yang selalu mendukung dan memberikan baik moril maupun materil yang tak ternilai harganya.
8. Rekan – rekan seperjuangan angkatan 2012 atas kerjasamanya selama menuntut ilmu di DIII Teknik Kimia FTI-ITS.

Kami menyadari bahwa Laporan Tugas Akhir ini masih jauh dari sempurna, oleh karena itu kritik dan saran yang membangun sangat kami harapkan demi penyempurnaannya.

Surabaya, Juni 2015
Penyusun

DAFTAR ISI

ABSTRAK	i
KATA PENGANTAR	ii
DAFTAR ISI	iii
DAFTAR TABEL	v
DAFTAR GAMBAR	vii
BAB I PENDAHULUAN	
I.1. Latar Belakang	I-1
I.2. Dasar teori	I-6
I.3. Kegunaan.....	I-10
I.4. Sifat Fisika dan Kimia	I-12
BAB II MACAM DAN URAIAN PROSES	
II.1. Macam Proses	II-1
II.2. Seleksi Proses	II-2
II.3. Uraian Proses Terpilih	II-7
BAB III NERACA MASSA	III-1
BAB IV NERACA ENERGI	IV-1
BAB V SPESIFIKASI ALAT	V-1
BAB VI UTILITAS	VI-1
VI.1. Unit Pengolahan Air	VI-1
VI.2. Instalasi Listrik	VI-3
VI.3. <i>Steam Generator</i>	VI-4
VI.4. <i>Water Treatment Plant</i>	VI-4
VI.5. Penentuan Kebutuhan Air Pabrik LPG.....	VI-4
BAB VII K3	VII-1
VII.1. Tujuan K3	VII-1
VII.2. Penyebab dan Akibat Kecelakaan Kerja	VII-1
VII.3. Usaha Kesehatan dan Keselamatan Pabrik	VII-2
VII.4. <i>Flare Gas Recovery</i> pabrik LPG	VII-7
VII.5. Pencegahan dan Penanggulangan Kebakaran ..	VII-7
BAB VIII INSTRUMENTASI	VIII-1
VIII.1. Instrumentasi secara Umum.....	VIII-1
VIII.2. Instrumentasi dalam Pabrik LPG	VIII-3
BAB IX PENGOLAHAN LIMBAH	IX-1

IX.1. Upaya Minimalisasi Limbah Parik LPG	IX-1
IX.2. Sumber dan Penanganan Limbah Pabrik.....	IX-2
BAB X KESIMPULAN	X-1
DAFTAR PUSTAKA	viii
DAFTAR NOTASI	x
APPENDIKS A	A-1
APPENDIKS B	B-1
APPENDIKS C	C-1

DAFTAR TABEL

Tabel I.1	Data Ekspor, Impor, Produksi, dan Konsumsi LPG Indonesia (dalam Ton).....	I-3
Tabel I.2	Komposisi Gas Alam Murni	I-8
Tabel I.3	Standar Mutu Spesifikasi Bahan Bakar LPG untuk Campuran Rumah Tangga.....	I-12
Tabel I.4	Standar Mutu Spesifikasi Bahan Bakar LNG	I-13
Tabel II.1	Perbandingan <i>Acid Gas Removal</i>	II-3
Tabel II.2	Perbandingan Teknologi Pemisahan LPG.....	I-6
Tabel III.1	Komposisi bahan baku <i>Natural Gas</i>	III-1
Tabel III.2	Neraca Massa pada Unit <i>Absorber</i>	III-2
Tabel III.3	Neraca Massa pada Unit <i>Heat Exchanger</i>	III-3
Tabel III.4	Neraca Massa pada Unit <i>Stripper</i>	III-4
Tabel III.5	Neraca Massa pada Unit <i>Reboiler</i>	III-5
Tabel III.6	Neraca Massa pada Unit <i>Condenser</i>	III-5
Tabel III.7	Neraca Massa pada Unit <i>Glycol Contactor</i> ...	III-6
Tabel III.8	Neraca Massa pada Unit <i>Regenerator</i>	III-7
Tabel III.9	Neraca Massa pada Unit <i>Reboiler</i>	III-7
Tabel III.10	Neraca Massa pada Unit <i>Deethanizer</i>	III-8
Tabel III.11	Neraca Massa pada Unit <i>Debutanizer</i>	III-9
Tabel III.12	Neraca Massa pada Unit <i>Compressor</i>	III-10
Tabel III.13	Neraca Massa pada Unit <i>Condenser</i>	III-10
Tabel IV.1	Neraca Panas pada Unit <i>Absorber</i>	IV-1
Tabel IV.2	Neraca Panas pada Unit <i>Heat Exchanger</i>	IV-2
Tabel IV.3	Neraca Panas pada Unit <i>Stripper</i>	IV-3
Tabel IV.4	Neraca Panas pada Unit <i>Reboiler</i>	IV-4
Tabel IV.5	Neraca Panas pada Unit <i>Condenser</i>	IV-5
Tabel IV.6	Neraca Panas pada Unit <i>Glycol Contactor</i>	IV-6
Tabel IV.7	Neraca Panas pada Unit <i>Regenerator</i>	IV-7
Tabel IV.8	Neraca Panas pada Unit <i>Reboiler</i>	IV-8
Tabel IV.9	Neraca Panas pada Unit <i>Deethanizer</i>	IV-9
Tabel IV.10	Neraca Panas pada Unit <i>Debutanizer</i>	IV-10
Tabel IV.11	Neraca Panas pada Unit <i>Compressor</i>	IV-11
Tabel IV.12	Neraca Panas pada Unit <i>Condenser</i>	IV-12

Tabel IV.13	Neraca Panas pada Unit <i>MR</i>	IV-13
Tabel IV.14	Neraca Panas pada Unit <i>Cold Box</i>	IV-14

DAFTAR GAMBAR

Gambar I.1	Peta Lokasi Kabupaten Kutai Kartanegara, Provinsi Kalimantan Timur	I-5
Gambar II.1	Diagram Seleksi Proses	II-1
Gambar II.2	Skema Proses <i>Acid Gas Removal</i>	II-8
Gambar II.3	Skema Proses Dehidrasi	II-10
Gambar II.4	Skema Proses Fraksinasi	II-11
Gambar II.5	Skema Proses Refrijerasi	II-13
Gambar V.1	Penampang dari <i>Absorber</i>	V-1
Gambar V.2	Penampang dari <i>Stripper Amine Regenerator</i>	V-2
Gambar V.3	Penampang dari <i>Cooler</i>	V-3
Gambar V.4	Penampang dari <i>DEA Storage Tank</i>	V-4
Gambar V.5	Penampang dari <i>DEA Pump</i>	V-5
Gambar V.6	Penampang dari <i>Reboiler 1</i>	V-6
Gambar V.7	Penampang dari <i>Condenser 1</i>	V-7
Gambar V.8	Penampang dari <i>Glycol Contactor</i>	V-8
Gambar V.9	Penampang dari <i>Cooler 2</i>	V-9
Gambar V.10	Penampang dari <i>TEG Storage Tank</i>	V-10
Gambar V.11	Penampang dari <i>TEG Pump</i>	V-11
Gambar V.12	Penampang dari <i>Deethanizer Column</i>	V-12
Gambar V.13	Penampang dari <i>Reboiler 2</i>	V-13
Gambar V.14	Penampang dari <i>Condenser 2</i>	V-14
Gambar V.15	Penampang dari <i>Debutanizer Column</i>	V-15
Gambar V.16	Penampang dari <i>Reboiler 3</i>	V-16
Gambar V.17	Penampang dari <i>Condenser 3</i>	V-17
Gambar V.18	Penampang dari <i>Compressor</i>	V-18
Gambar V.19	Penampang dari <i>Condenser 4</i>	V-19
Gambar V.20	Penampang dari <i>Mixed Refrigerant</i>	V-19
Gambar V.21	Penampang dari <i>Chiller</i>	V-19
Gambar V.22	Penampang dari <i>LPG Pump</i>	V-19
Gambar V.23	Penampang dari <i>LPG Storage Tank</i>	V-23

DAFTAR NOTASI

No.	Notasi	Keterangan	Satuan
1.	ΔH	Enthalpi	Cal
2.	C_p	<i>Heat Capacities</i>	Cal/gr. °C
3.	m	Massa	Kg
4.	P	Tekanan	Atm
5.	H_v	<i>Saturated Liquid</i>	Cal/gr
6.	H_L	<i>Saturated Vapor</i>	Cal/gr
7.	T	Suhu	°C
8.	T_{ref}	Suhu Referensi	°C
9.	t	Waktu	Jam
10.	λ	Panas Laten	Cal/gr
11.	μ	Viskositas	Cp
12.	ρ	Densitas	Kg/m ³
13.	V	Volume	m ³
14.	D	Diameter	m
15.	H	Tinggi	m
16.	f	<i>Allowable Stress</i>	Psi
17.	A	Luas permukaan	m ²
18.	η	Effisiensi	%
19.	x	Fraksi	%
20.	P	Power	hp

BAB I

PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang

I.1.1 Sejarah LPG

LPG (*Liquid Petroleum Gasoline*) merupakan sumber daya alam yang sangat berlimpah di bumi kita. Dewasa ini, telah banyak manfaat dari gas LPG yang digunakan untuk membantu kebutuhan kita dalam kehidupan sehari-hari. Dalam era modern sekarang ini dimana peralatan sudah semakin canggih, gas LPG juga dimanfaatkan dalam berbagai hal, misalnya dalam bidang perindustrian, otomotif bahkan rumah tangga. (Tarigan, 2010)

Pendapatan masyarakat Indonesia biasanya lebih banyak digunakan untuk memenuhi kebutuhan pokok daripada untuk investasi atau menabung. Salah satu kebutuhan pokok yang akhir – akhir ini cukup mendapat sorotan karena harganya yang melonjak tinggi adalah minyak tanah. Sebagian besar masyarakat Indonesia terutama dari kalangan ekonomi menengah kebawah menggunakan minyak tanah baik sebagai bahan bakar untuk memasak ataupun beberapa kegiatan lainnya. Namun akhir – akhir ini minyak tanah menjadi sulit didapatkan dan walaupun ada harganya juga relatif mahal, sehingga masyarakat menjadi kesulitan untuk memperolehnya. Kelangkaan dan mahalnya harga minyak tanah ini terjadi karena adanya pengurangan suplai dan pengurangan subsidi pada minyak tanah sehubungan dengan adanya kebijakan pemerintah tentang program konversi minyak tanah ke gas LPG (Elpiji). (Kartyca, 2010)

Program konversi minyak tanah ke gas LPG (elpiji) dipilih oleh pemerintah sebagai solusi agar masyarakat dapat berhemat dalam pemakaian bahan bakar untuk sehari – hari. Hal ini disebabkan karena semakin melambungnya harga minyak di pasar dalam beberapa tahun terakhir. Harga komoditi tersebut diperkirakan akan terus naik di masa mendatang dan hal ini akan diiringi dengan berkurangnya suplai bahan bakar minyak. Di tahun 2008 misalnya, harga minyak dunia masih berkisar pada harga US\$ 50 per barrel dan kini sudah mencapai US\$ 70 per barrel. Padahal di Indonesia, bahan bakar minyak masih di subsidi (khususnya minyak tanah), maka dengan semakin mahalnya harga minyak di pasar dunia, subsidi yang



dikurcurkan pemerintah pun akan semakin besar. Hal ini disebabkan karena harga minyak tanah di Indonesia tidak bisa dinaikkan mengikuti harga pasar dunia. Padahal, sebagian minyak tanah yang dikonsumsi di dalam negeri masih diimpor dari Negara lain. (Kartyca, 2010)

Melihat keadaan tersebut maka LPG (elpiji) lantas dipilih karena produksi dan potensi kandungannya masih cukup besar di Indonesia. Untuk konsumsi domestik sudah lebih dari cukup sehingga sebagian masih bisa di ekspor dari segi ini, berdasarkan kesetaraan nilai kalori, subsidi LPG (elpiji) lebih rendah daripada minyak tanah. (Kartyca, 2010)

Namun, dengan kebutuhan LPG yang semakin meningkat ternyata tidak dibarengi dengan kesiapan pemerintah menyuplai kebutuhan LPG dalam negeri. PT Pertamina (Persero) memperkirakan tahun 2014 impor LPG mencapai 4,8-4,9 juta metric ton atau 60 persen dari total kebutuhan. Hal ini terjadi lantaran kilang Pertamina tidak mampu menyuplai kebutuhan LPG yang tiap tahunnya terus meningkat. (Kompasiana, 2014)

Berdasarkan penjelasan di atas dapat dilihat bahwa di Indonesia produksi LPG masih belum memadai, maka dari itu industri ini sangat membantu dalam memenuhi kebutuhan pasar yang dari tahun ke tahun semakin meningkat sehingga dapat mengurangi jumlah impor LPG.

1.1.2 Ekspor dan Impor

Meski Indonesia memiliki potensi gas yang besar, jenis gas yang diproduksi tidak bisa diolah menjadi LPG. Hal ini disebabkan oleh struktur kimia gas bumi yang dihasilkan di Indonesia adalah gas metana dan butana yang biasanya dipergunakan untuk gas pipa. Sedangkan kebutuhan untuk LPG dalam tabung adalah gas butana dan propana yang merupakan produk ikutan dari sumur minyak bumi. Pasokan LPG yang didominasi oleh impor ini menyebabkan biaya produksi juga tinggi karena adanya bea masuk. Selain itu, nilai tukar rupiah terhadap dolar Amerika Serikat yang masih lemah dan harga LPG di pasar dunia yang tinggi membuat biaya produksi ikut tinggi. (Tempo, 2014)

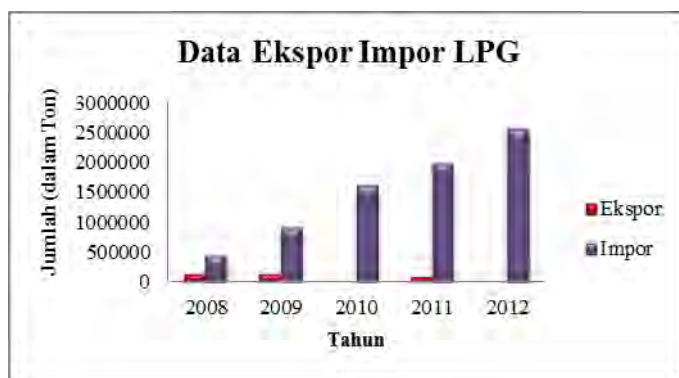


Berikut ini adalah data ekspor, impor, dan produksi LPG Indonesia, menurut Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral Direktorat Jenderal Minyak dan Gas Bumi (2008 – 2012), yang dapat dilihat pada Tabel I.1.

Tabel I.1 Data Ekspor, Impor, Produksi, dan Konsumsi LPG Indonesia (dalam Ton)

	Ekspor	Impor	Produksi	Konsumsi
2008	108.500	428.100	1.640.859	1.081.250
2009	113.000	917.100	2.180.568	1.675.000
2010	-	1.621.959	2.478.371	3.670.000
2011	76.566	1.991.723	2.285.439	3.940.000
2012	20.548	2.573.670	2.491.366	4.471.000
Total	318.614	7.532.552	11.076.603	14.387.250

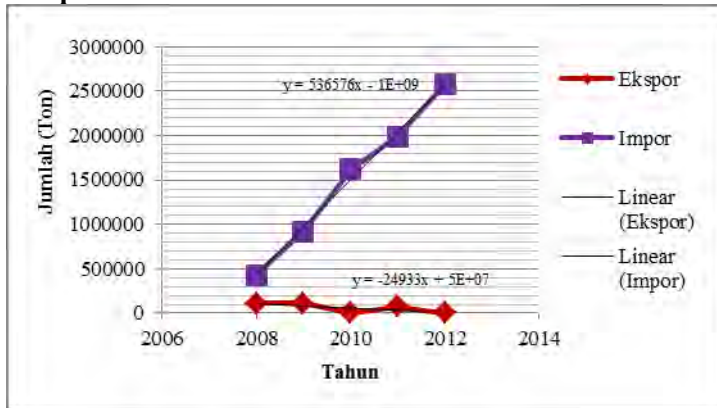
(Sumber: Dirjen Migas, 2008 - 2012)



Grafik I.1 Data Ekspor Impor LPG menurut Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral Direktorat Jenderal Minyak dan Gas Bumi



I.1.3 Kapasitas Pabrik



Grafik I.2 Perkembangan Ekspor dan Impor LPG

Dari persamaan **Grafik I.2**, dapat diketahui bahwa prediksi jumlah ekspor dan impor LPG pada tahun 2020 masing-masing sebesar 9.883.520 ton dan 4.496.353 ton. Dari data tersebut dapat diperoleh nilai kapasitas pabrik LPG sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas} &= (\text{Hasil Produksi} + \text{Impor}) - (\text{Ekspor} + \text{Konsumsi}) \\
 &= (11.076.603 + 9.883.520) - (4.496.353 + 14.387.250) \\
 &= \mathbf{576.520 \text{ Ton}}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas Pabrik} &= 10\% \times \text{Kapasitas Produksi} \\
 &= 10\% \times 576.520 \\
 &= \mathbf{57.652 \text{ Ton/tahun} \approx 58.000 \text{ Ton/tahun}}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan diatas, maka pada tahun 2020 akan didirikan pabrik *Liquified Petroleum Gasoline* dengan kapasitas sebesar 58.000 Ton/tahun.



I.1.4 Lokasi Pendirian Pabrik



Gambar I.1 Peta Lokasi Kabupaten Kutai Kartanegara, Provinsi Kalimantan Timur

Ditinjau dari berbagai aspek, lokasi yang kami pilih untuk pendirian Pabrik LPG ini adalah di Provinsi Kalimantan Timur. Provinsi Kalimantan Timur terletak antara $04^{\circ}29'$ lintang utara $02^{\circ}25'$ lintang selatan dan $113^{\circ}44' - 119'$ bujur timur. Wilayah Propinsi Kalimantan Timur mencakup areal seluas $129.066,64 \text{ km}^2$. Secara geografis wilayah daratan ini berbatasan di sebelah utara dengan Sabah (Malaysia Timur), dan di sebelah timur dengan Laut Sulawesi dan Selat Makassar, sebelah selatan dengan Propinsi Kalimantan Selatan dan di sebelah barat dengan Serawak (Malaysia Timur), Propinsi Kalimantan Tengah dan Kalimantan Selatan. (Academia, 2014)

Pabrik LPG ini akan kami dirikan di kawasan Tepi Sungai Mahakam, Kabupaten Kutai Kartanegara, Kalimantan Timur. Adapun aspek-aspek yang telah kami pertimbangkan dalam memilih kawasan Tepi Sungai Mahakam sebagai lokasi pendirian plant, antara lain:

1. Penyediaan Bahan Baku

Sumber bahan baku merupakan faktor yang paling penting dalam pemilihan lokasi pabrik terutama pada pabrik yang membutuhkan bahan baku dalam jumlah besar. Hal ini dapat mengurangi biaya transportasi dan penyimpanan sehingga perlu diperhatikan harga bahan baku, jarak dari sumber bahan baku, biaya transportasi, ketersediaan bahan



baku yang berkesinambungan dan penyimpanannya. Kalimantan Timur dipilih sebagai lokasi pendirian pabrik karena merupakan salah satu daerah dengan potensi cadangan gas terbanyak di Indonesia. (Wikipedia, 2014)

2. Transportasi

Sarana transportasi sangat diperlukan untuk proses penyediaan bahan baku dan penjualan produk. Untuk penyediaan bahan baku digunakan sistem jaringan pipa gas di Indonesia yang dimiliki oleh Pertamina dan PGN dan masih terlokalisasi terpisah-pisah pada daerah-daerah tertentu, salah satunya di Kalimantan Timur. Sedangkan untuk penjualan produk LPG menggunakan truk tangki karena daerah yang dilewati berupa jalur darat. (Wikipedia, 2014)

3. Utilitas

Perlu diperhatikan sarana-sarana pendukung seperti tersedianya air, listrik dan sarana lainnya sehingga proses produksi dapat berjalan dengan baik. Kebutuhan air proses diambil dari air sungai Mahakam. Sedangkan unit pengadaan listrik dipenuhi oleh pembangkit listrik milik PLN.

4. Perluasan Area Pabrik

Wilayah Kabupaten Kutai memiliki kemungkinan untuk perluasan pabrik karena mempunyai areal yang cukup luas. Hal ini perlu diperhatikan karena dengan semakin meningkatnya permintaan produk, akan menuntut adanya perluasan pabrik.

5. Karakteristik Lokasi

Lokasi pabrik terletak di tepi sungai Mahakam dengan aliran sungai yang cukup besar. Hal ini menguntungkan Pabrik LPG karena sungai Mahakam berperan sangat besar dalam proses *Water Treatment*.

I.2 Dasar Teori

I.2.1 LPG (*Liquified Petroleum Gas*)

LPG merupakan campuran dari berbagai unsur hidrokarbon yang berasal dari gas alam. Dengan menambah tekanan dan menurunkan suhunya, gas berubah menjadi cair. Komponennya didominasi propana (C_3H_8) dan butana (C_4H_{10}). Elpiji juga



mengandung hidrokarbon ringan lain dalam jumlah kecil, misalnya etana (C_2H_6) dan pentana (C_5H_{12}). (Wikipedia, 2014)

Berdasarkan komposisi propane dan butane, LPG dapat dibedakan menjadi tiga macam yaitu:

- ✚ *LPG propane*, yang sebagian besar terdiri dari C_3
- ✚ *LPG butane*, yang sebagian besar terdiri dari C_4
- ✚ *Mix LPG*, yang merupakan campuran dari propana dan butana.

Berdasarkan cara pencairannya, LPG dibedakan menjadi dua, yaitu *LPG Refrigerated* dan *LPG Pressurized*. *LPG Pressurized* adalah LPG yang dicairkan dengan cara ditekan ($4-5 \text{ kg/cm}^2$). LPG jenis ini disimpan dalam tabung atau tangki khusus bertekanan. LPG jenis inilah yang banyak digunakan dalam berbagai aplikasi di rumah tangga dan industri, karena penyimpanan dan penggunaannya tidak memerlukan handling khusus seperti *LPG Refrigerated*. (Cahyono, 2011)

LPG Refrigerated adalah LPG yang dicairkan dengan cara didinginkan. LPG jenis ini umum digunakan untuk mengapalkan LPG dalam jumlah besar (misalnya, mengirim LPG dari negara Arab ke Indonesia). Dibutuhkan tangki penyimpanan khusus yang harus didinginkan agar LPG tetap dapat berbentuk cair serta dibutuhkan proses khusus untuk mengubah *LPG Refrigerated* menjadi *LPG Pressurized*. Elpiji yang dipasarkan Pertamina dalam kemasan tabung dan curah adalah *LPG Pressurized*. (Cahyono, 2011)

Berikut ini adalah beberapa perusahaan yang bergerak dalam bidang pembuatan dan penjualan LPG di Indonesia:

1. **Andira Marsa, PT.**
Jl. Kayu Putih Tengah I Block B No. 4, Pulomas, Jakarta Timur, Indonesia
2. **Alfa Gas Surya Corporation, PT.**
Jl. Pahlawan No. 57, Surabaya Jawa Timur, Indonesia
3. **Elpindo Sakti Prima, PT.**
Jl. Mesjid No. 33, Pondok Bambu, Jakarta Timur 13440, Indonesia
4. **Emha Tama, PT.**
Jl. Industri XII No. 437, Semarang 50111 Jawa Tengah, Indonesia



5. **Gasindo Alam Sempurna, PT.**
Jl. Muara Karang No. 59, Jakarta Utara 14450, Indonesia
6. **Petro Tunas Jasa Pratama, PT.**
Jl. Jengki No. 45, Cililitan, Jakarta Timur 13650, Indonesia
7. **Armandi Kartika S, PT**
Jl. Raya Sukomolyo Km 24, Gresik, Jawa Timur

1.2.2 Natural Gas

Natural gas atau gas alam adalah bahan bakar fosil berbentuk gas yang terutama terdiri dari metana (CH_4). Gas alam dapat ditemukan di ladang minyak, ladang gas Bumi dan juga tambang batu bara. Komponen utama dalam gas alam adalah metana (CH_4), yang merupakan molekul hidrokarbon rantai terpendek dan teringan. Gas alam juga mengandung molekul-molekul hidrokarbon yang lebih berat seperti etana (C_2H_6), propana (C_3H_8) dan butana (C_4H_{10}), selain juga gas-gas yang mengandung sulfur (belerang). Gas alam juga merupakan sumber utama untuk sumber gas helium. (Wikipedia, 2014)

Natural gas merupakan komponen yang vital dalam hal suplai energi, dikarenakan karakteristiknya yang bersih, aman, dan paling efisien dibandingkan dengan sumber energi yang lain. Karakteristik lain dari gas alam pada keadaan murni antara lain tidak berwarna, tidak berbentuk, dan tidak berbau. Selain itu, tidak seperti bahan bakar fosil lainnya, gas alam mampu menghasilkan pembakaran yang bersih dan hampir tidak menghasilkan emisi buangan yang dapat merusak lingkungan. (Akrom, 2009)

Tabel I.2 Komposisi Gas Alam Murni

Komponen	Rumus Molekul	Kandungan (%)
Methane	CH_4	70 - 90
Ethane	C_2H_6	0 - 20
Propane	C_3H_8	
Butane	C_4H_{10}	
Carbon Dioxide	CO_2	0 - 8
Oxygen	O_2	0 - 0,2
Nitrogen	N_2	0 - 5

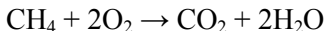


Hydrogen sulphide	H ₂ S	
Rare gases	A, He, Ne, Xe	Trace

(Sumber: Akrom, 2009)

I.2.2.1 Metana

Menurut Wikipedia (2014), metana adalah hidrokarbon paling sederhana yang berbentuk gas dengan rumus kimia CH₄. Sebagai komponen utama gas alam, metana adalah sumber bahan bakar utama. Pembakaran satu molekul metana dengan oksigen akan melepaskan satu molekul CO₂ (karbondioksida) dan dua molekul H₂O (air):



Pada suhu ruangan dan tekanan standar, metana adalah gas yang tidak berwarna dan tidak berbau. Bau dari metana (yang sengaja dibuat demi alasan keamanan) dihasilkan dari penambahan odoran seperti metanathiol atau etanathiol. Metana mempunyai titik didih -161 °C (-257.8 °F) pada tekanan 1 atmosfer. Sebagai gas, metana hanya mudah terbakar bila konsentrasinya mencapai 5-15% di udara. Metana yang berbentuk cair tidak akan terbakar kecuali diberi tekanan tinggi (4-5 atmosfer). (Wikipedia, 2014)

I.2.2.2 Etana

Etana adalah sebuah senyawa kimia dengan rumus kimia C₂H₆. Senyawa ini merupakan alkana dengan dua karbon, dan merupakan hidrokarbon alifatik. Dalam temperatur dan tekanan standar, etana merupakan gas yang tak berwarna dan tak berbau. Dalam industri etana dihasilkan dengan cara diisolasi dari gas alam, dan sebagai hasil samping dari penyulingan minyak. Kegunaan utamanya adalah sebagai bahan mentah untuk produksi etilena/etena (C₂H₄) melalui perengkahan kukus (*steam cracking*). (Wikipedia, 2013)

I.2.2.3 Propana

Propana adalah senyawa alkana tiga karbon (C₃H₈) yang berwujud gas dalam keadaan normal, tapi dapat dikompresi menjadi cairan yang mudah dipindahkan dalam kontainer yang tidak mahal.



Senyawa ini diturunkan dari produk petroleum lain pada pemrosesan minyak bumi atau gas alam. Propana umumnya digunakan sebagai bahan bakar untuk mesin, barbeque (pemanggang), dan di rumah-rumah. Propana dijual sebagai bahan bakar, propana dikenal juga sebagai LPG (*liquified petroleum gas* - gas petroleum cair) yang dapat berupa campuran dengan sejumlah kecil propena, butana, dan butena. Kadang ditambahkan juga etanetiol sebagai bahan pemberi bau agar dapat digunakan sebagai deteksi jika terjadi kebocoran. Di Amerika Utara, komposisi utama LPG adalah propana (paling tidak 90%), dengan tambahan butana dan propena. Ini adalah standar HD5, yang awalnya dibuat terutama untuk bahan bakar kendaraan. (Wikipedia, 2014)

I.2.2.4 Butana

Butana, juga disebut *n*-butana, adalah alkana rantai lurus dengan empat atom karbon (C_4H_{10}). Butana juga digunakan sebagai istilah kolektif untuk *n*-butana dan satu-satunya isomernya, isobutana (disebut juga metilpropana), $CH(CH_3)_3$. Butana sangat mudah terbakar, tidak berwarna, dan merupakan gas yang mudah dicairkan. Nama butana diturunkan dari nama asam butirat. (Wikipedia, 2014)

I.3 Kegunaan

I.3.1 Kegunaan LPG

Elpiji sekarang ini memiliki banyak manfaat sebagai buah dari perkembangan teknologi menggantikan posisi minyak tanah, meski demikian gas cair ini memiliki resiko cukup tinggi pada penggunaannya yaitu kebocoran pada tabung bisa mengakibatkan ledakan karena salah satu sifatnya yang mudah terbakar. Berikut adalah beberapa manfaat teknologi gas LPG:

- Pada umumnya elpiji digunakan sebagai alat bahan bakar untuk keperluan memasak rumah tangga
- LPG juga sering digunakan sebagai bahan baku khusus untuk keperluan industri
- Bisa digunakan untuk mandi hangat sebagai bahan bakar pemanas air gas

(Demansour, 2014)



I.3.2 Kegunaan *Natural Gas*

Gas alam dewasa ini telah menjadi sumber energi alternatif yang banyak digunakan oleh masyarakat dunia untuk berbagai keperluan, baik untuk perumahan, komersial maupun industri. Dari tahun ke tahun penggunaan gas alam selalu meningkat. Hal ini karena banyaknya keuntungan yang didapat dari penggunaan gas alam dibanding dengan sumber energi lain. Energi yang dihasilkan gas alam lebih efisien. Tidak seperti halnya dengan minyak bumi dan batu bara, penggunaannya jauh lebih bersih dan sangat ramah lingkungan sehingga tidak menimbulkan polusi terhadap lingkungan. Disamping itu, gas alam juga mempunyai beberapa keunggulan lain, seperti tidak berwarna, tidak berbau, tidak korosif dan tidak beracun. (Finda, 2012)

Secara garis besar pemanfaatan gas alam dibagi atas 3 kelompok yaitu:

a. Gas alam sebagai bahan bakar

Antara lain sebagai bahan bakar Pembangkit Listrik Tenaga Gas/Uap, bahan bakar industri ringan, menengah dan berat, bahan bakar kendaraan bermotor (BBG/NGV), sebagai gas kota untuk kebutuhan rumah tangga hotel, restoran dan sebagainya.

b. Gas alam sebagai bahan baku

Antara lain bahan baku pabrik pupuk, petrokimia, metanol, bahan baku plastik LDPE (*low density polyethylene*), LLDPE (*linear low density polyethylene*), HDPE (*high density polyethylen*), PE (*poly ethylene*), PVC (*poly vinyl chloride*), C3 dan C4-nya untuk LPG, CO₂-nya untuk *soft drink*, *dry ice*, pengawet makanan, hujan buatan, industri besi tuang, pengelasan dan bahan pemadam api ringan.

c. Gas alam sebagai komoditas energi untuk ekspor

Gas alam yang paling besar digunakan untuk komoditas ekspor di dunia yaitu LNG (*Liquified Natural Gas*) atau gas alam cair. Gas alam cair *Liquefied Natural Gas* (LNG) adalah gas alam yang telah diproses untuk menghilangkan ketidakmurnian dan hidrokarbon berat dan kemudian dikondensasi menjadi cairan pada tekan atmosfer



dengan mendinginkannya sekitar -160°C . LNG ditransportasi menggunakan kendaraan yang dirancang khusus dan ditaruh dalam tangki yang juga dirancang khusus.

(Finda, 2012)

I.4 Sifat Fisika dan Kimia

I.4.1 Sifat Fisika dan Kimia LPG

A. Sifat Fisika

1. Fase pada 1 atm : Gas
2. Tekanan uap gas : $6 - 7 \text{ kg/cm}^2$ atau 0,000580 atm
3. Nilai kalor : 11.255 kcal/kg
4. Titik Didih pada 1 atm : -42°C

B. Sifat Kimia

1. Cairan dan gasnya sangat mudah terbakar
2. Gas tidak beracun, tidak berwarna, dan tidak berbau
3. Berbentuk cairan yang bertekanan di dalam tangki atau silinder
4. Cairan dapat menguap jika dilepas dan menyebar dengan cepat
5. Berat jenis lebih besar dibanding udara sehingga cenderung menempati daerah yang rendah (bergerak ke bawah)
6. Gas yang dicairkan adalah gas Propana dan Butana (C_3 dan C_4)

Tabel I.3 Standar Mutu Spesifikasi Bahan Bakar LPG untuk Campuran Rumah Tangga

No.	Karakteristik	Satuan	Batasan		Metode Uji	
			Minimum	Maksimum	ASTM	Lain
1	Relative density at $60/60^{\circ}\text{F}$	-	Dilaporkan		D-1657	
2	Tekanan Uap pada 100°F	Psia		145	D-1267	
3	Weathering test at 36°F	% vol	95		D-1837	
4	Korosi bilah tembaga	1 jam/ 100°F		ASTM No. 1	D-1838	
5	Kandungan sulfur	Grains/100 cuft		15	D-2784	
6	Kandungan air		Tidak ada air bebas			Visual
7	Komposisi:				D-2163	
	C_2	% vol		0,8		



	C ₃		97,0			
	C ₅ + hidrokarbon lain yg lebih berat			2,0		
8	Etil / butyl merkaptan	ml/1000AG	50			

(Lisna, 2012)

I.4.2 Sifat Fisika dan Kimia LNG

A. Sifat Fisika

1. Fase pada 1 atm : Gas
2. Tekanan uap gas : 10 kg/cm² atau 0,000967 atm
3. Nilai kalor : 11.944 kcal/kg
4. Titik Didih pada 1 atm : -162 °C

B. Sifat Kimia

1. Cairan dan gasnya sangat mudah terbakar
2. Gas tidak beracun, tidak berwarna, dan tidak berbau
3. Berbentuk cairan yang bertekanan di dalam tangki atau silinder
4. Cairan dapat menguap jika dilepas dan menyebar dengan cepat
5. Berat jenis lebih besar dibanding udara sehingga cenderung menempati daerah yang rendah (bergerak ke bawah)
6. Gas yang dicairkan adalah gas Metana dan Etana (C₁ dan C₂)

Tabel I.4 Standar Mutu Spesifikasi Bahan Bakar LNG

No.	Karakteristik	Satuan	Batasan		Metode Uji	
			Minimum	Maksimum	CAS	
1	Freezing Point at 1 atm	°C	182,6		68410-63-9	
2	Boiling Point at 1 atm	°C	161,5		68410-74-82-8	
3	Gas Specific Gravity	-	0,55	0,64	68410-74-84-0	
4	Gas Density	lb/cf	0,044		68410-74-98-6	
5	Flash Point	°C	-188		68410-75-25-8	
6	Kandungan air		Tidak ada air bebas		Visual	
7	Komposisi:					
	C ₁	% vol	93,5			
	C ₂	% vol		3,8		
	C ₃ + hidrokarbon lain yg lebih berat	% vol		2,7		

(AMSA MSDS, 2002)



I.4.3 Sifat Fisika dan Kimia *Natural Gas*

I.4.3.1 Sifat Fisika dan Kimia Metana

A. Sifat Fisika

- Rumus Molekul : CH_4
- Berat Molekul : 16,04 gram/mol
- Densitas pada 1 atm dan 0°C : $7,2 \times 10^{-4}$ gram/ml
- Titik Didih : $-161,4^\circ\text{C}$
- Titik Leleh : $-182,6^\circ\text{C}$
- Nilai Kalor : 13.279,302 kcal/kg
- Fase pada 250°C : Gas

B. Sifat Kimia

- Metana sangat mudah terbakar
- Metana bersifat eksplosif terhadap oksidator kuat, seperti oksigen, halogen, atau interhalogen
- Pada umumnya sukar bereaksi dengan senyawa lainnya

(Robert A., 1997)

I.4.3.2 Sifat Fisika dan Kimia Etana

A. Sifat Fisika

- Rumus Molekul : C_2H_6
- Berat Molekul : 28,05 gram/mol
- Densitas pada 1 atm dan 0°C : 0,568 gram/ml
- Titik Didih : $-88,6^\circ\text{C}$
- Titik Leleh : $-181,76^\circ\text{C}$
- Kelarutan : 3,5 mg/100 mL H_2O
- Fase pada 1 atm : Gas

B. Sifat Kimia

- Tidak berwarna dan tidak berbau pada suhu dan tekanan standar
- Gas mudah menguap
- Etana larut dalam pelarut polar seperti air karena sifat non-polar-nya. Pada dasarnya, kelarutan etana cukup rendah untuk pembentukan larutan homogenya
- Pada suhu kamar mudah terbakar

(Robert A., 1997)



I.4.3.3 Sifat Fisika dan Kimia Propana

A. Sifat Fisika

- Rumus Molekul : C_3H_8
- *Specific gravity of liquid*, 60/60 °F : 0,509
- *API Gravity* : 147,2 °API
- *IBP at 1 bar* : -51 °F
- *Dew Point at 1 bar* : -46 °F
- Titik Didih : -43,7 °F
- Titik Leleh : -305,8 °F

B. Sifat Kimia

- Mudah terbakar
- Tidak berwarna dan tidak berbau
- Bisa direaksikan dengan beberapa halogen yakni memutus ikatan C-H

(Robert A., 1997)

I.4.3.4 Sifat Fisika dan Kimia Butana

A. Sifat Fisika

- Rumus Molekul : C_4H_{10}
- *Specific gravity of liquid*, 60/60 °F : 0,582
- *API Gravity* : 110,6 °API
- *IBP at 1 bar* : 15 °F
- *Dew Point at 1 bar* : 24 °F
- Titik Didih : 31,1 °F
- Titik Leleh : -217,1 °F

B. Sifat Kimia

- Mudah terbakar
- Tidak berwarna dan tidak berbau
- Dapat menghasilkan pembakaran yang lebih bersih dan memberikan lebih banyak energi
- Di bawah titik didihnya, butana tetap cair sehingga tidak terdapat perubahan tekanan untuk memaksa gas keluar dari wadahnya

(Robert A., 1997)

I.4.4 Sifat Fisika dan Kimia DEA (*Diethanolamine*)

A. Sifat Fisika



-
- | | |
|--------------------------|---------------------|
| 1. Berat Molekul | : 73,14 |
| 2. <i>Boiling Point</i> | : 127 °C pada 1 atm |
| 3. <i>Freezing Point</i> | : -6 °C |
| 4. <i>Flash Point</i> | : 168 °C |
| 5. Tekanan Uap | : 3,5 mmHg |

B. Sifat Kimia

1. Berupa fase *liquid*, tidak berwarna, dan berbau amoniak
2. Mudah terbakar
3. Cairan bersifat beracun

I.4.5 Sifat Fisika dan Kimia TEG (*Triethylenglycol*)**A. Sifat Fisika**

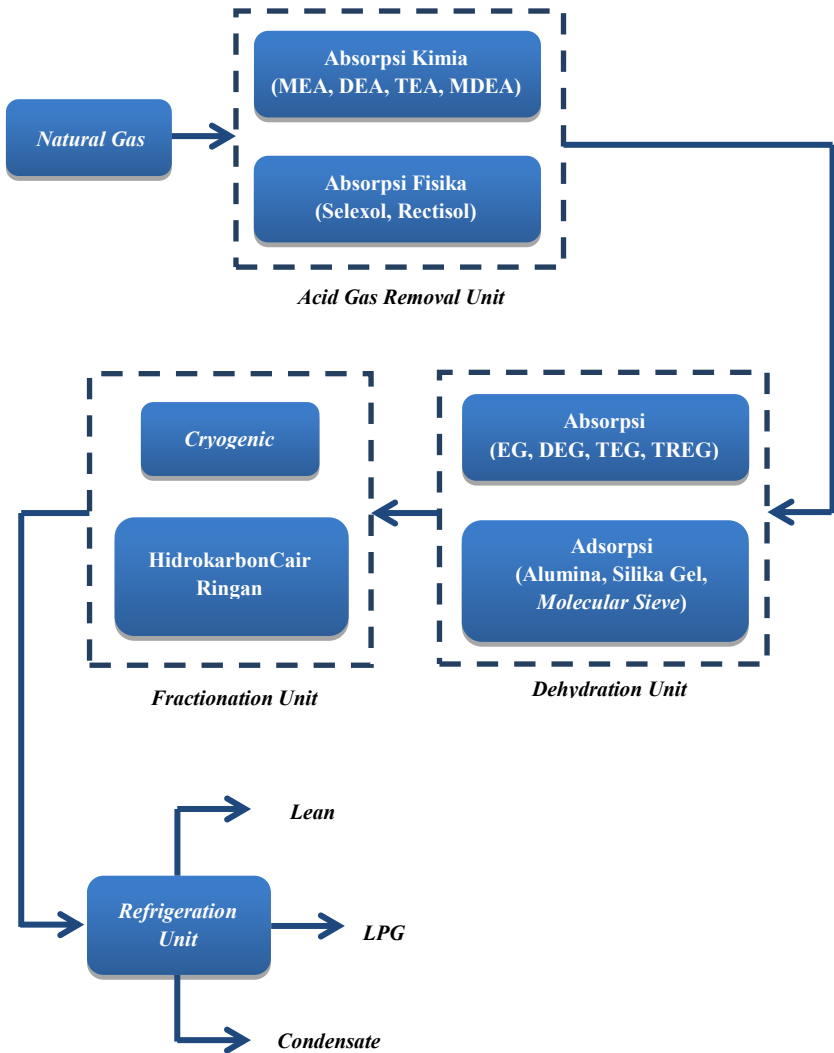
- | | |
|--------------------------|---------------------|
| 1. Berat Molekul | : 150,17 |
| 2. <i>Boiling Point</i> | : 206 °C pada 1 atm |
| 3. <i>Freezing Point</i> | : -4,3 °C |
| 4. <i>Flash Point</i> | : 342 °C |
| 5. Nilai Kalor | : 23,68 MJ/Kg |

B. Sifat Kimia

1. Berupa fase *liquid* dan tidak berwarna
2. Mudah terbakar jika berada pada suhu tinggi
3. Larut dalam air

BAB II MACAM DAN URAIAN PROSES

II.1 Macam Proses



Gambar II.1 Diagram Seleksi Proses



II-2

Bab II Macam dan Uraian Proses

II.2 Seleksi Proses

II.2.1 Acid Gas Removal Unit

a. Absorpsi fisik

Absorpsi fisik merupakan absorpsi dimana gas terlarut dalam cairan penyerap tanpa disertai dengan reaksi kimia. Absorpsi gas H_2S dengan air, methanol, atau propilen karbonat merupakan contoh yang baik untuk peristiwa ini yang sering dijumpai di industri kimia. Penyerapan gas oleh pelarut terjadi karena adanya interaksi fisik, difusi gas kedalam air, atau pelarutan gas ke fase cair dengan prinsip perbedaan konsentrasi. Pada absorpsi fisika, energi yang dibutuhkan untuk regenerasi larutan jauh lebih rendah dari pada reaksi kimia. Hal ini karena pada absorpsi fisika tidak diperlukan penambahan energi untuk regenerasi larutan, cukup menurunkan tekanan sebagai *driving force* (gaya dorong). Absorpsi CO_2 ke dalam air adalah proses yang dijadikan sebagai pembanding dalam menggunakan pelarut lain sebagai absorbent. Pada dasarnya, CO_2 tetap bereaksi dengan air, dimana reaksi yang terjadi adalah reaksi keseimbangan dan konstanta keseimbangan yang terjadi sangat kecil. Oleh karena itu reaksi kimia antara CO_2 dan air dapat diabaikan (*Forum Teknik, 2009*).

b. Absorpsi kimia

Absorpsi kimia merupakan absorpsi dimana gas terlarut di dalam larutan penyerap disertai dengan adanya reaksi kimia. Contoh absorpsi ini adalah absorpsi dengan adanya reaksi kimia antara CO_2 dengan senyawa amina (Shuo et.al, 1996). Reaksi tersebut merupakan mekanisme Zwitter-ion. MEA, DEA, dan MDEA adalah pelarut (*absorbent*) yang biasa digunakan untuk mengabsorpsi CO_2 , dimana pelarut-pelarut tersebut dapat di regenerasi. Ketiga senyawa tersebut memiliki kemampuan menyerap CO_2 yang baik, laju absorpsi yang cepat, dan mudah untuk diregenerasi. Penggunaan absorpsi kimia pada fase kering sering digunakan untuk mengeluarkan zat terlarut secara lebih sempurna dari campuran gasnya. Keuntungan absorpsi kimia adalah meningkatnya koefisien perpindahan massa gas, sebagian dari perubahan ini disebabkan makin besarnya luas efektif permukaan (*Oktari, 2013*).

Dari hasil studi pustaka, maka diputuskan bahwa akan menggunakan proses absorpsi secara kimia dengan senyawa amine.



Senyawa amina adalah pelarut (absorbent) yang paling banyak digunakan pada proses absorpsi CO_2 , karena senyawa amina dapat bereaksi dengan CO_2 membentuk senyawa kompleks (ion karbamat) dengan ikatan kimia yang lemah. Ikatan kimia ini dapat dengan mudah terputus dengan pemanasan *mild heating* sehingga regenerasi absorbent (senyawa amina) dapat dengan mudah terjadi (Wang *et.al*, 2003).

Tabel II.1 Perbandingan *Acid Gas Removal*

Proses	Keuntungan	Kerugian
Absorpsi Fisika	<ul style="list-style-type: none">• Cocok untuk penghilangan jumlah besar di awal	<ul style="list-style-type: none">• Kehilangan hidrokarbon dalam jumlah besar.• Operasi dengan tekanan tinggi• Selektif untuk CO_2
Absorpsi Kimia	<ul style="list-style-type: none">• Laju degradasi lambat• Dapat menyerap <i>acid gas</i> dalam jumlah besar• Laju korosi rendah• Tekanan uap rendah• Kehilangan akan larutan dalam jumlah kecil	<ul style="list-style-type: none">• Reaksi dengan CO_2 lambat• Kecenderungan untuk berbuih.

Dipilih proses *acid gas removal* yang cocok untuk penghilangan CO_2 dalam jumlah besar dikarenakan konsentrasi CO_2 dalam feed sangatlah tinggi. Namun diperhatikan pula kandungan hidrokarbon dalam feed sangat kecil, khususnya propana dan butana yang merupakan produk LPG. Oleh karena itu, dihindari proses *acid gas removal* yang mengakibatkan kehilangan hidrokarbon. Dengan memperhatikan beberapa faktor tersebut, dipilih proses dengan menggunakan absorpsi kimia dengan senyawa *amine*.



II.2.2 Dehydration Unit

a. Adsorpsi

Adsorpsi menggunakan *solid desiccant* (desikan padat). Dehidrasi tipe ini membutuhkan minimum 2 tower, yang digunakan untuk proses adsorpsi dan proses regenerasi. Proses regenerasi terjadi sebelum desiccant jenuh oleh air. Terdapat 3 jenis solid desiccant yang sering dipakai, yaitu :

- Silica Gel, dapat mencapai dew point -70°F s.d. -80°F .
- Alumina Dessicant, digunakan untuk proses dehidrasi gas mencapai dew point -100°F . Biasanya digunakan pada plant pengolahan LPG seperti di LEX Plant.
- *Molecular Sieve*, merupakan desiccant dengan kemampuan menyerap air terbesar, dewpoint yang dicapai lebih kecil dari -260°F , lebih mahal dari tipe yang lain. *Molecular sieve* biasa digunakan pada plant pengolahan LPG.

Secara garis besar proses adsorpsi dilakukan pada sebuah *fixed bed* (unggun tetap) yang berisi solid desiccant (adsorbent). Gas bumi yang akan dikeringkan di masukan kedalam fixed bed yang berisi solid desiccant, selama melewati solid desiccant uap air yang terkandung dalam gas terserap oleh solid desiccant baik pada permukaan luar maupun di dalam pori pori nya, sedangkan gas bumi terus mengalir dan keluar di bagian bawah kolom (PT. Sagama, 2014).

b. Absorpsi

Absorpsi menggunakan *liquid desiccant* (desikan cair). Dalam proses ini menggunakan *glycol* (sebagai absorbent), lebih mudah pengoperasiannya dan lebih efektif memisahkan air. Dew point dari *glycol* dehydration tergantung laju sirkulasi *glycol* dan jumlah tahap kesetimbangan. Pada umumnya *glycol* dehydration dapat mencapai dew point $\pm 70^{\circ}\text{F}$. *Glycol* yang keluar dari proses dehidrasi (*rich glycol*) perlu di-regenerasi agar *glycol* tersebut dapat digunakan kembali (*lean glycol*). Proses regenerasi *glycol* dilakukan dengan pemanasan sehingga air yang diikat *glycol* menguap. Melalui regenerasi, dapat diperoleh *glycol* dengan kemurnian mencapai 98%. Design yang ekonomis adalah 2,5 gal TEG/lb H₂O. Dalam proses ini menggunakan *glycol* (sebagai absorbent), lebih mudah pengoperasiannya dan lebih efektif memisahkan air. *Glycol* yang sering digunakan adalah:



- *Ethylene Glycol* (EG)
- *Diethylene Glycol* (DEG)
- *Triethylene Glycol* (TEG)

Untuk mencegah pembentukan hidrat, gas alam bisa diolah dengan glikol yang melarutkan air secara efisien. *Ethylene Glycol* (EG), *Diethylene Glycol* (DEG), dan *Triethylene Glycol* (TEG) merupakan contoh pelarut untuk pengambilan air. *Triethylene Glycol* lebih baik jika dipakai pada proses fasa-uap karena tekanan uapnya yang rendah yang mengakibatkan sedikit saja kehilangan *glycol* (Thecheworld, 2012).

II.2.3 Fractionation Unit

Proses pemisahan komponen C_3 dan C_4 dari gas alam dilakukan terhadap gas alam yang sudah dikurangi kadar air dan gas-gas asamnya (H_2S , merkaptan, dan CO_2). Berikut kelompok-kelompok teknologi pemisahan LPG :

- a. Pemisahan dengan hidrokarbon cair ringan (*Lean oil Absorption*)

Dalam proses ini, gas umpan mula-mula didinginkan melalui pertukaran panas dengan gas residu hasil pemisahan LPG. Gas umpan kemudian diumpankan ke kolom absorber, dimana komponen C_3 dan C_4 diserap oleh aliran hidrokarbon kerosin yang mengalir berlawanan arah dengan gas umpan. Kerosin yang jenuh dengan komponen LPG (*rich oil*) kemudian diumpankan di kolom deethanizer untuk memisahkan komponen gas-gas ringan (metana dan etana), sebelum diumpankan ke kolom *stripper* (disebut juga dengan *still column*). Di dalam *still column*, kerosin yang membawa komponen LPG dipanaskan, sehingga gas-gas C_3 dan C_4 terlepas ke puncak kolom dan ditarik keluar sebagai gas produk. Gas produk ini selanjutnya dikompresi sehingga mengembun menjadi LPG.

- b. Pemisahan dengan pendinginan kriogenik

Pada proses ini, fraksi LPG dipisahkan dengan cara pendinginan, yang dihasilkan efek penurunan temperatur gas karena penurunan tekanan secara mendadak. Penurunan tekanan



gas umpan ini dapat diperoleh dengan cara mengalirkan gas umpan bertekanan tinggi melalui katup ekspansi *Joule-Thompson* (J-T valve), atau melalui unit turbo expander. Ekspansi gas secara mendadak ini dapat menghasilkan temperatur sangat rendah, yakni sekitar -100 hingga -150 °F. Dalam proses ini, gas umpan bertekanan tinggi (sekitar 1000 psi) mula-mula dikurangi kadar airnya melalui kontak dengan glikol di unit dehidrator.

Proses kriogenik ini memungkinkan temperatur pemisahan yang lebih rendah daripada proses-proses pemisahan LPG lainnya, sehingga memberikan efisiensi pemisahan yang tertinggi. Persentase pemisahan yang dapat dicapai oleh proses kriogenik adalah sekitar 60% untuk komponen C₂ (yang tidak dapat dipisahkan oleh proses-proses lainnya), 90% untuk C₃, dan hampir 100% untuk komponen C₄⁺. Proses kriogenik merupakan proses pemisahan LPG yang paling banyak digunakan di dunia, yang disebabkan oleh efisiensi pemisahan yang tertinggi dibandingkan dengan proses-proses lainnya.

Tabel II.2 Perbandingan Teknologi Pemisahan LPG

Hidrokarbon Cair Ringan	Pendinginan Kriogenik
Sulit dioperasikan	Temperatur pemisahan lebih rendah
Efisiensi pemisahan yang relatif rendah	Efisiensi pemisahan sangat tinggi

Kesimpulan dari beberapa teknologi pemisahan di atas, Pabrik LPG menggunakan pemisahan dengan pendinginan kriogenik. Dikarenakan pada proses ini dapat diperoleh komponen C₂ sekitar 60 % (tidak dapat dipisahkan dengan menggunakan proses lainnya).



II.3 Uraian Proses Terpilih

II.3.1 Definisi Gas Alam

Gas alam merupakan suatu campuran yang mudah terbakar yang tersusun atas gas-gas hidrokarbon, yang terutama terdiri dari metana (C_1). Gas alam juga dapat mengandung etana (C_2), propana (C_3), butana (C_4), pentana (C_5), kondensat (hidrokarbon berat C_5^+), CO_2 , H_2O dan juga gas-gas yang mengandung sulfur. Komposisi gas alam dapat bervariasi di tiap sumber-sumber gas alam. Gas alam merupakan bahan bakar fosil yang tidak dapat diperbaharui, seperti minyak dan batubara, yang terbentuk dari tumbuhan, binatang, dan mikroorganisme yang hidup jutaan tahun yang lalu, yang tertimbun di lapisan tanah di bawah laut (Badak, 2007).

Gas alam dapat digunakan sebagai bahan bakar rumah tangga, alat transportasi dan industri petrokimia. Sebagai bahan bakar rumah tangga, gas alam dapat digunakan bahan bakar tungku pemanas, pemanas air, kompor masak dan juga pengering pakaian. Saat ini gas alam digunakan sebagai BBG (Bahan Bakar Gas) untuk alat transportasi bus TransJakarta dan beberapa mobil yang didesain khusus menggunakan BBG. Sebagai bahan bakar industri, gas alam digunakan sebagai bahan bakar furnace untuk membakar batubara, keramik dan memproduksi semen (Sagama, 2014).

Hambatan terbesar dalam penggunaan gas alam adalah distribusi kepada pembeli. Hal ini diakibatkan karena ladang gas yang ditemukan sering berada di daerah yang sangat jauh dari pembeli sedangkan volume spesifik gas sangat besar. Namun jika jarak antara pembeli dan ladang gas relatif jauh, maka akan lebih efektif dan murah jika memakai cara pengkapalan dengan mengecilkan volume spesifik dari gas alam terlebih dahulu (Badak, 2007).

Bisa dibayangkan apabila dibutuhkan 3000 m^3 gas maka akan dibutuhkan sebuah alat transportasi semacam truk dengan volume muatan 3000 m^3 . Dengan asumsi bahwa 1 kontainer ukuran 20 kaki mempunyai volume 25 m^3 maka akan dibutuhkan truk trailer sebanyak lebih dari 100 buah. Sedangkan volumenya sangatlah kecil. Akhirnya biaya transportasinya pun akan sangat mahal (Arthur J. Kidnay et al, 2011).

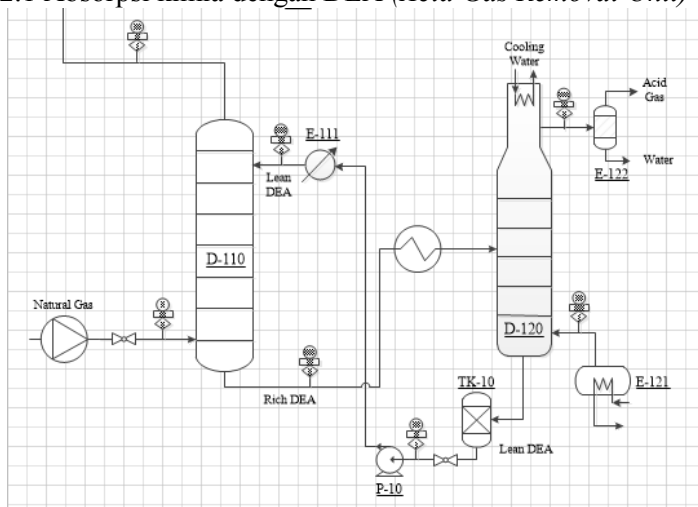


II-8

Bab II Macam dan Uraian Proses

II.3.2 Deskripsi Proses Pembuatan LPG dari Gas Alam

II.3.2.1 Absorpsi kimia dengan DEA (*Acid Gas Removal Unit*)



Gambar II.2 Skema Proses *Acid Gas Removal*

Unit *Acid Gas Removal* merupakan unit reduksi ‘acid gas’ karbon dioksida (CO_2) dan hidrogen sulfida (H_2S) agar memenuhi spesifikasi proses dan menghindari permasalahan korosi dan *plugging* (kerak). Hidrogen sulfida sangat beracun, dengan adanya air maka akan membentuk asam lemah menyebabkan korosif. Karbondioksida bersifat non-flammable dan dalam jumlah yang besar sangat tidak diharapkan dalam fuel. Seperti halnya H_2S , dengan adanya air maka karbon dioksida akan membentuk asam lemah yang menyebabkan korosif (Arthur J. Kidnay et al, 2011).

Teknik *acid gas removal* dari gas alam (*gas sweetening*) yang dilakukan adalah absorpsi dengan menggunakan absorben pelarut senyawa amina pada kolom absorber. Saat terjadi kontak antara larutan amina dengan gas CO_2 maka akan timbul reaksi berikut:



Proses penghilangan atau penyerapan gas CO_2 terjadi dikolom absorber, dimana gas alam mengalir dari bagian bawah kolom, sementara larutan DEA (*diethanolamine*) yang bertindak



sebagai absorben mengalir melalui bagian atas kolom. Terjadi kontak antara gas alam dan larutan DEA di dalam kolom yang memungkinkan terjadinya perpindahan massa. Dengan menganggap udara tidak larut dalam air (sangat sedikit larut), maka hanya gas CO_2 dari gas alam yang berpindah ke fasa cair atau terserap ke larutan DEA. Semakin ke bawah, aliran air semakin kaya CO_2 . Semakin ke atas, aliran udara semakin miskin CO_2 . Selanjutnya, larutan DEA yang telah menyerap CO_2 ini akan keluar melalui bagian bawah kolom dan dikirim ke kolom regenerasi untuk melepaskan gas CO_2 yang terikat. Faktor-faktor yang berpengaruh pada operasi absorpsi adalah sebagai berikut :

- Laju alir air : Semakin besar, penyerapan semakin baik.
- Komposisi dalam aliran air : Jika terdapat senyawa yang mampu beraksi dengan CO_2 (misalnya NaOH) maka penyerapan lebih baik.
- Suhu operasi : Semakin rendah suhu operasi, penyerapan semakin baik.
- Tekanan operasi : Semakin tinggi tekanan operasi, penyerapan semakin baik sampai pada batas tertentu. Diatas tekanan maksimum (untuk hidrokarbon biasanya 4000-5000 kPa), penyerapan lebih buruk.
- Laju alir gas : Semakin besar laju alir gas, penyerapan semakin buruk.

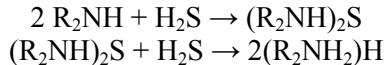
Gas umpan dengan tekanan 1015 psia dialirkan ke unit CO_2 removal untuk menghilangkan atau meminimalkan kadar CO_2 dan H_2S . Senyawa pengotor ini perlu diminimalkan atau dihilangkan karena jika terlalu banyak akan mengganggu proses pemisahan LPG pada tahap selanjutnya. Feed tersebut kemudian masuk ke separator 2 fasa untuk dipisahkan fasa liquid dan cairnya, gas keluaran dari separator selanjutnya diabsorpsi dengan kolom absorber (Sagama, 2014).

Dalam absorber akan diserap senyawa pengotor (CO_2 dan H_2S) oleh absorben DEA. Produk atas dari kolom absorber (*sweet gas*) akan dijadikan umpan untuk proses pemisahan. Produk bawahnya (*rich DEA*) senyawa pengotor yang terikat oleh DEA yang akan diproses lagi untuk memisahkan DEA dengan senyawa pengotor. *Rich DEA* kemudian diturunkan tekanannya lalu masuk ke

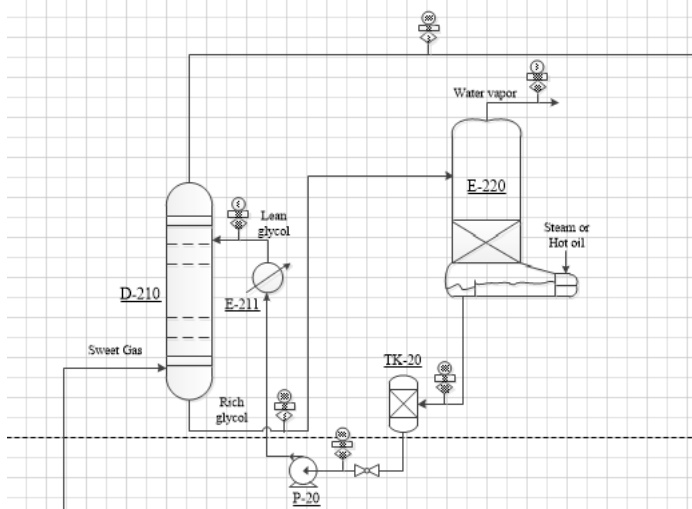


separator untuk dipisahkan fasa cair dan gasnya. Produk bawah separator kemudian dipanaskan dengan *heat exchanger* dan dialirkan ke kolom distilasi untuk memisahkan DEA dengan senyawa pengotor. DEA yang terbebas dari senyawa pengotor akan digunakan kembali untuk siklus CO₂ removal (Sagama, 2014).

Reaksi DEA dengan H₂S dan CO₂ adalah sebagai berikut:



II.3.2.2 Absorpsi dengan TEG (*Dehydration Unit*)



Gambar II.3 Skema Proses Dehidrasi

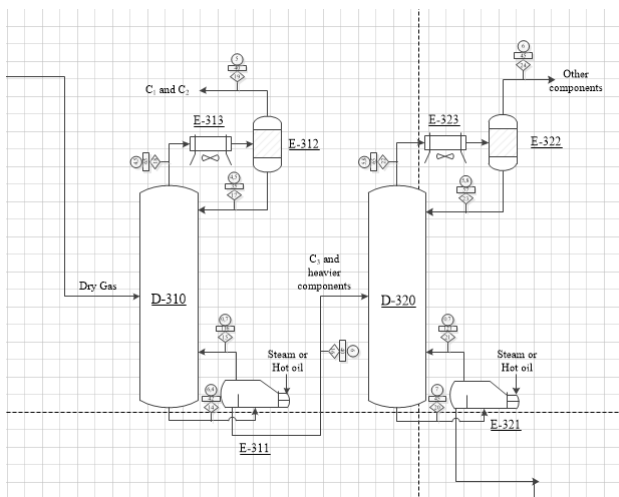
Proses penghilangan air (Dehidrasi) adalah salah satu proses yang terakhir dari pemurnian yang bertujuan untuk mencegah terjadinya *free-water*, korosi dan tercapainya kualitas gas yang diinginkan. Dalam proses pembuatan LPG ini perlu juga diminimalkan atau dihilangkan kadar airnya, karena pengoperasian pembuatan LPG melibatkan temperature dingin maka untuk menghindari terbentuknya hidrat yang dapat mengganggu proses. Proses gas dehydration yang umum dipakai dalam industri gas adalah CaCl₂, Reaksi Membran, Adsorpsi, dan Absorpsi. Dalam



proses ini menggunakan glikol (sebagai absorbent), lebih mudah pengoperasiannya dan lebih efektif memisahkan air. Proses dehidrasi menggunakan larutan *Tri Ethylen Glycol* (TEG) untuk mengikat air (Sagama, 2014).

Pada proses absorpsi menggunakan *Glycol Dehydration*. Pada umumnya *glycol dehydration* dapat mencapai *dew point* $\pm 70^{\circ}\text{F}$. Glycol yang keluar dari proses *dehydration* (*rich glycol*) perlu di regenerasi agar glycol tersebut dapat digunakan kembali (*lean glycol*). Proses regenerasi *glycol* dilakukan dengan pemanasan sehingga air yang diikat *glycol* menguap. Melalui regenerasi, dapat diperoleh *glycol* dengan kemurnian mencapai 98%. Design yang ekonomis adalah 2,5 gal TEG/lb H_2O (Huntington, 1960).

II.3.2.3 Pemisahan dengan pendinginan *Cryogenic* (*Fractionation Unit*)



Gambar II.4 Skema Proses Fraksinasi

Unit Fraksinasi merupakan inti proses pemisahan komponen LPG dari fraksi ringan yaitu metana dan etana. Proses pemisahan cairan hasil kondensasi yang terjadi pada *Gas Chiller* dilakukan di unit Deethanizer dan Debutanizer dengan prinsip perbedaan titik didih. Setiap kolom dioperasikan menurut tekanan



kondisi tertentu supaya dapat dicapai semaksimal mungkin fraksi hidrokarbon ringan yang keluar melalui *top product* serta propana dan butana yang keluar sebagai produk cair pada *bottom product* di setiap kolom. Jenis tray yang digunakan untuk tiap kolom fraksionasi adalah jenis *sieve tray* dengan alasan bahwa *sieve tray* memiliki kapasitas dan efisiensi yang baik. Material kolom menggunakan baja *Stainless Steel* yang memiliki *corrosional lowance* yang rendah dan memiliki *maximum allowable stress* yang tinggi sehingga mampu untuk dioperasikan pada tekanan tinggi.

- Kolom Deethanizer

Kolom Deethanizer digunakan untuk memisahkan gas dari komponen yang lebih ringan yaitu metana dan etana. Kolom yang digunakan adalah distilasi kolom yang dioperasikan pada rentang tekanan tinggi 180 psia. Kolom ini memiliki *Condenser* dan *Reboiler* dengan tujuan supaya jumlah tiap fraksi yang diinginkan di setiap aliran keluaran dapat diatur melalui kondisi operasi yang tepat sehingga dapat memenuhi spesifikasi LPG dan Kondensat sebagai produk final. Semakin tinggi tekanan di dalam kolom Deethanizer ini akan menghasilkan jumlah LPG yang semakin banyak. Namun variable yang membatasi tekanan tidak boleh melebihi 200 psia adalah komposisi produk LPG dan biaya fabrikasi kolom yang akan lebih mahal apabila tekanannya lebih tinggi lagi.

Condenser pada kolom Deethanizer menggunakan *Mixed Refrigerant* sebagai fluida pendingin condenser. Karena dibutuhkan temperatur pada *top product* kolom Demethanizer yaitu sekitar -117.6°F , maka fungsi condenser pada kolom Deethanizer digantikan oleh *Gas Chiller* yang terintegrasi di dalam unit refrijerasi.

Reboiler pada kolom Deethanizer menggunakan *hot oil* yang dihasilkan sebagai fluida pemanas. Kebutuhan *hot oil* untuk memanaskan reboiler ini adalah 130,92 ton per hari. *Top product* dari kolom Deethanizer yang sudah dipanaskan di dalam *GasChiller* (berperilaku sebagai pendingin yang akan menyerap panas) akan disatukan pada satu aliran dan dijual sebagai produk gas dengan fraksi metana dan etana yang lebih dominan.

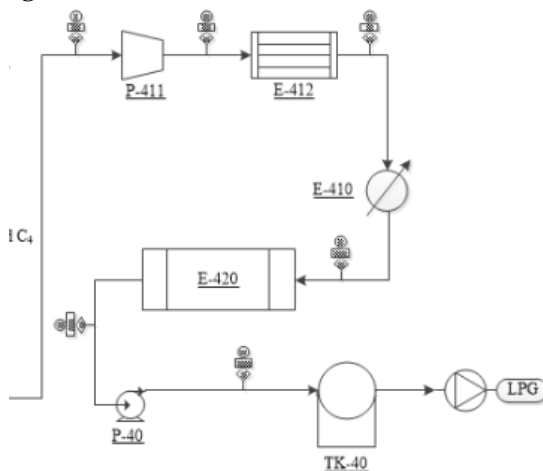


Produk gas jual atau *Sales gas* yang dihasilkan harus memenuhi kriteria yaitu memenuhi spesifikasi kegunaan sebagai bahan bakar dengan nilai *gross heating value* (GHV) minimum 900 Btu/SCF (Sagama, 2014).

- Kolom Debutanizer

Debutanizer digunakan untuk memisahkan LPG yaitu propane dan butana dari komponen yang lebih berat (C_5^+). Umpam pada tahap ini berasal dari produk bottom Deethanizer. Di debutanizer, komponen LPG dipisahkan dari komponen yang lebih berat dan keluar sebagai produk pada bagian atas debutanizer. Adapun produk bawah dari debutanizer yaitu kondensat yang selanjutnya dikirim ke tangki penyimpanan kondensat setelah melalui stabilisasi. Kolom Debutanizer bertugas untuk memisahkan LPG dari fraksi beratnya dan memisahkan kondensat dari fraksi ringannya sehingga dapat memenuhi spesifikasi produk LPG dan spesifikasi kondensat (Sagama, 2014).

II.3.2.4 Refrigeration Unit



Gambar II.5 Skema Proses Refrijerasi



Unit Refrijerasi merupakan unit pendukung tercapainya temperatur yang sangat rendah di dalam LPG Plant. Temperatur yang sangat rendah ini diperlukan bagi *top product* kolom Deethanizer. *Condenser* dari kolom Deethanizer merupakan *Gas Chiller* dengan menggunakan sistem refrijerasi campuran (*Mixed Refrigerant*). Pertimbangan penggunaan *Mixed Refrigerant* untuk menurunkan temperatur *top product* kolom adalah karena diperlukannya pencapaian temperatur yang sangat rendah yaitu sekitar $-117,6^{\circ}\text{F}$ pada *top product* kolom Deethanizer. Refrijeran propana tidak dapat digunakan sebaga refrijeran utama pada sistem refrijerasi ini karena memiliki batas pendinginan yaitu -40°F . Walaupun tidak dapat digunakan sebagai refrijeran utama, propana digunakan sebagai fluida pendingin bagi *Mixed Refrigerant* (Sagama, 2014).

- *Gas Chiller*
Gas Chiller dengan konfigurasi *Multiflow Heat Exchanger* merupakan suatualat yang digunakan untuk mempertukarkan kalor lebih dari 2 (dua) jenis aliran. Pertimbangan penggunaan *Gas Chiller* dibandingkan dengan menggunakan *Heat Exchanger* biasa adalah bahwa masih ada kalor yangd apat dilepas dan diberikan kepada aliran lainnya dan juga sebaliknya.
- *Heat Exchanger*
 Digunakan 5 buah *Heat Exchanger* pada MR *Refrigeration* untuk mempertukarkan kalor.
- *Cooling Tower*
 Selain digunakan untuk mendinginkan regenerasi gas setelah mengadsorpsi airdan kandungan hidrokarbon lainnya dari dalam kolom adsorber, air *cooler* juga digunakan untuk mendinginkan propana dan *cooling water* pada siklus refrijerasi. Pertimbangan penggunaan *cooling tower* sebagai pendingin adalahkarena gas regenerasi tersebut akan didinginkan hingga mencapai temperatur ambient yaitu sekitar 77°F .
- Refrijeran
 Refrijeran yang dibutuhkan terdiri dari dua jenis yaitu *Mixed Refrigerant* dan propana. Komposisi *Mixed Refrigerant* yang digunakan terdiri atasnitrogen (2,2 %), metana (25 %), etana (55



%) dan propana (19 %). Setiap siklus refrijerasi membutuhkan jumlah refrijeran yang berbeda (Sagama, 2014).

BAB III NERACA MASSA

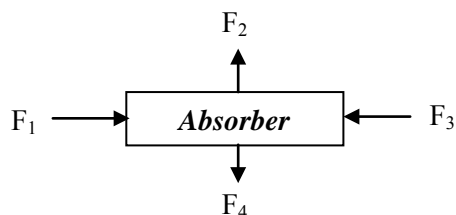
Kapasitas produksi pabrik LPG : 58000 ton/tahun
 Waktu operasi : 330 hari
 Basis bahan baku yang digunakan : 35951,5 kg/jam

Tabel III.1 Komposisi bahan baku *Natural Gas*

Komponen	% Mol	Laju (Kg/jam)
CH ₄	69	7765,846681
C ₂ H ₆	3,638	767,7214735
C ₃ H ₈	1,826	565,1623059
i-C ₄ H ₁₀	0,374	152,5876324
N-C ₄ H ₁₀	0,446	181,9627916
i-C ₅ H ₁₂	0,159	80,52845362
N-C ₅ H ₁₂	0,11	55,7115088
C ₆ H ₁₄	0,171	103,4461425
CO ₂	12,5	3868,854777
N ₂	1,938	381,7082466
H ₂ S	0,028	6,696635906
H ₂ O	9,81	1242,113412
TOTAL	100	15172,3401

1. ABSORBER COLUMN (D-110)

Fungsi : Untuk menghilangkan gas H₂S dan CO₂ dari *Natural Gas*

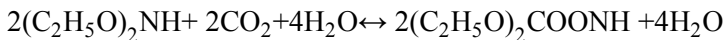
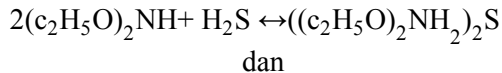




III-2

Bab III Neraca Massa

Dalam alat ini terjadi reaksi antara pelarut (DEA) dan gas asam (H_2S dan CO_2) dan reaksinya sebagai berikut:



Tabel III.2 Neraca Massa pada Unit *Absorber*

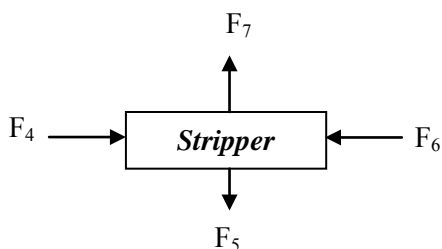
Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah (kg)	Komponen	Jumlah (kg)
Aliran 1:		Aliran 2:	
CH_4	7765,846	CH_4	7765,85
C_2H_6	767,721	C_2H_6	767,721
C_3H_8	565,162	C_3H_8	565,162
i- C_4H_{10}	152,587	i- C_4H_{10}	152,588
n- C_4H_{10}	181,962	n- C_4H_{10}	181,963
i- C_5H_{12}	80,528	i- C_5H_{12}	80,5285
n- C_5H_{12}	55,711	n- C_5H_{12}	55,7115
C_6H_{14}	103,446	C_6H_{14}	103,446
CO_2	3868,854	CO_2	193,443
N_2	381,708	N_2	381,708
H_2S	6,696	H_2S	0,33483
H_2O	1242,113	H_2O	1242,11
Aliran 3:		Aliran 4:	
DEA	1959,03	CO_2	3675,41
$\text{H}_2\text{O (l)}$	6161,33	H_2S	6,3618



		H ₂ O	1959,03
		DEA	6161,33
Jumlah	23292,700	Jumlah	23292,700

2. STRIPPER AMINE REGENERATOR(D-120)

Fungsi: Untuk meregenerasi gas asam dari pelarut DEA sehingga DEA dapat digunakan kembali .



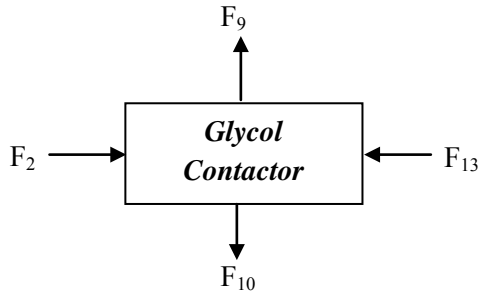
Tabel III.3 Neraca Massa pada Unit *Stripper*

Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah (kg)	Komponen	Jumlah (kg)
Aliran4:		Aliran7:	
CO ₂	3675,412	CO ₂	3675,412
H ₂ S	6,361	H ₂ S	6,361
DEA	6161,331	DEA	61,613
H ₂ O (l)	1959,029	H ₂ O (l)	19,590
		Aliran 8:	
		DEA	6099,72
		H ₂ O (l)	1939,44
Jumlah	11802,134	Jumlah	11802,134



3. GLYCOL CONTACTOR (D-210)

Fungsi: Untuk menghilangkan kandungan gas H_2O dari *sweet gas*



Tabel III.4 Neraca Massa pada Unit *Glycol Contactor*

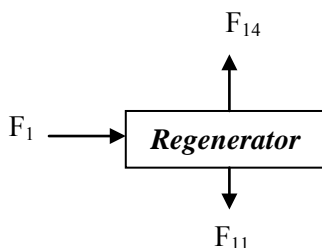
Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah (kg)	Komponen	Jumlah (kg)
Aliran 2:		Aliran 9:	
CH_4	7765,846	CH_4	6989,728
C_2H_6	767,721	C_2H_6	690,995
C_3H_8	565,162	C_3H_8	508,68
i- C_4H_{10}	152,587	i- C_4H_{10}	137,338
n- C_4H_{10}	181,962	n- C_4H_{10}	163,7774
i- C_5H_{12}	80,528	i- C_5H_{12}	72,480
n- C_5H_{12}	55,711	n- C_5H_{12}	50,1437
C_6H_{14}	103,446	C_6H_{14}	93,107
CO_2	193,442	CO_2	174,110
N_2	381,708	N_2	343,560
H_2S	0,334	H_2S	0,301
H_2O	1242,113	H_2O	74,526
Aliran 13:		Aliran 10:	
TEG ($C_6H_{14}O_4$)	5483,424	TEG ($C_6H_{14}O_4$)	5483,423



H ₂ O	27,554	H ₂ O	1195,141
Jumlah	17001,544	Jumlah	17001,544

4. GLYCOL REGENERATOR (D-220)

Fungsi: Untuk memisahkan H₂O dari pelarut TEG sehingga TEG dapat digunakan kembali.



Tabel III.5 Neraca Massa pada Unit *Regenerator*

Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah (kg/h)	Komponen	Jumlah (kg/h)
Aliran 10:		Aliran 14:	
TEG (C ₆ H ₁₄ O ₄)	5483,423	H ₂ O	2191,82
H ₂ O	2219,371	Aliran 12:	
		TEG (C ₆ H ₁₄ O ₄)	5483,42
		H ₂ O	27,554
Jumlah	7702,7954	Jumlah	7702,7954

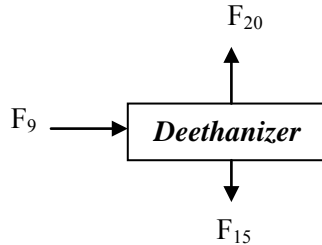


III-6

Bab III Neraca Massa

5. DEETHANIZER COLUMN (D-310)

Fungsi: Untuk memisahkan komponen C_1 dan C_2 dari komponen yang lebih berat.



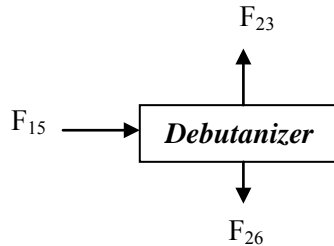
Tabel III.6 Neraca Massa pada Unit *Deethanizer*

Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah (kg/h)	Komponen	Jumlah (kg/h)
Aliran 9:		Aliran 20:	
CH ₄	698,972	CH ₄	695,477
C ₂ H ₆	690,995	C ₂ H ₆	687,54
C ₃ H ₈	3654,057		
i-C ₄ H ₁₀	1710,026	Aliran 15:	
n-C ₄ H ₁₀	1736,466	C ₃ H ₈	3654,057
i-C ₅ H ₁₂	72,4804	i-C ₄ H ₁₀	1710,026
n-C ₅ H ₁₂	50,143	n-C ₄ H ₁₀	1736,466
C ₆ H ₁₄	93,107	i-C ₅ H ₁₂	72,48
CO ₂	174,11	n-C ₅ H ₁₂	50,143
N ₂	343,56	C ₆ H ₁₄	93,107
H ₂ S	0,301		
H ₂ O	74,526		
Jumlah	9298,749	Jumlah	9298,749



6. DEBUTANIZER COLUMN (D-320)

Fungsi: Untuk memisahkan komponen C_3 dan C_4 dan komponen yang lebih berat.



Tabel III.11Neraca Massa pada Unit *Debutanizer*

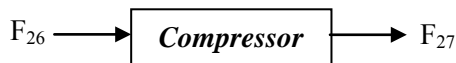
Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah (kg)	Komponen	Jumlah (kg)
Aliran 15:		Aliran 23:	
CH ₄	3,494	CH ₄	3,477
C ₂ H ₆	3,454	C ₂ H ₆	3,437
C ₃ H ₈	3654,057	C ₃ H ₈	1172,952
i-C ₄ H ₁₀	1710,026	i-C ₄ H ₁₀	1449,247
n-C ₄ H ₁₀	1736,466	n-C ₄ H ₁₀	1471,655
i-C ₅ H ₁₂	72,48	i-C ₅ H ₁₂	72,118
n-C ₅ H ₁₂	50,143	n-C ₅ H ₁₂	49,892
C ₆ H ₁₄	93,107	C ₆ H ₁₄	92,176
		Aliran 26:	
		CH ₄	0,017
		C ₂ H ₆	0,017
		C ₃ H ₈	2481,105
		i-C ₄ H ₁₀	260,779
		n-C ₄ H ₁₀	264,811
		i-C ₅ H ₁₂	0,362



		n-C ₅ H ₁₂	0,25
		C ₆ H ₁₄	0,931
Jumlah	7323,232	Jumlah	7323,232

7. COMPRESSOR (P-410)

Fungsi: Untuk meningkatkan tekanan gas C₃ dan C₄.

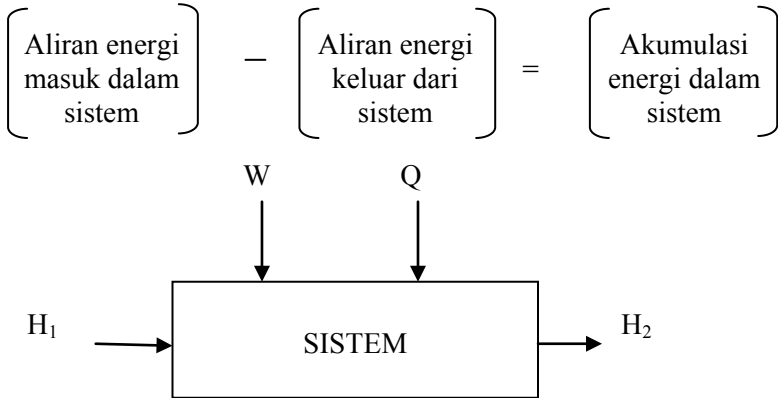


Tabel III.8 Neraca Massa pada Unit *Compressor*

Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah (kg)	Komponen	Jumlah (kg)
Aliran 26:		Aliran 27:	
CH ₄	0,017	CH ₄	0,017
C ₂ H ₆	0,017	C ₂ H ₆	0,017
C ₃ H ₈	2481,105	C ₃ H ₈	2481,105
i-C ₄ H ₁₀	260,779	i-C ₄ H ₁₀	260,779
n-C ₄ H ₁₀	264,811	n-C ₄ H ₁₀	264,811
i-C ₅ H ₁₂	0,362	i-C ₅ H ₁₂	0,362
n-C ₅ H ₁₂	0,25	n-C ₅ H ₁₂	0,25
C ₆ H ₁₄	0,931	C ₆ H ₁₄	0,931
Jumlah	7323,232	Jumlah	7323,232

BAB IV NERACA ENERGI

Perhitungan neraca energi dalam pabrik LPG dari Natural Gas ini menggunakan *Excell*. Dalam perhitungan ini berlaku teori hukum Kekekalan Energi dengan asumsi aliran *steady state* dengan persamaan sebagai berikut :



Persamaan Neraca Energi:

$$\Delta E = Q + W - n(\Delta H + \Delta E_k + \Delta E_p)$$

Dimana:

- ΔE = Akumulasi
- ΔE_k = Perubahan energi kinetik
- ΔE_p = Perubahan energi potensial
- Q = Panas yang masuk sistem
- W = Kerja yang masuk sistem
- ΔH = $H_{\text{keluar}} - H_{\text{masuk}}$

Dari persamaan tersebut:

Karena tidak ada perbedaan kecepatan maka $\Delta E_k = 0$

Karena tidak ada perbedaan ketinggian maka $\Delta E_p = 0$

Karena sistem berada dalam kondisi *steady state* maka $\Delta E = 0$

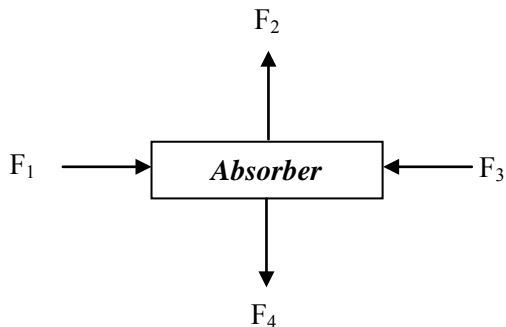
Dari perhitungan pada Appendix B, dapat dibuat tabel neraca energi pada masing-masing alat sebagai berikut:



IV-2

Bab IV Neraca Energi

1. ABSORBER (D-110)

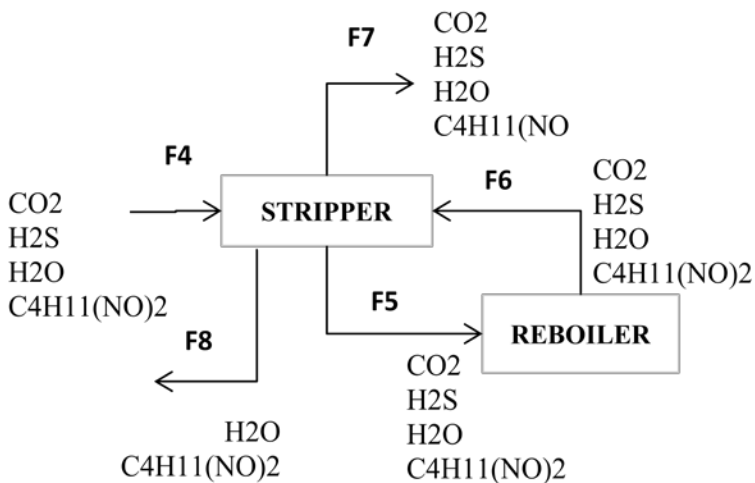


Tabel IV.1 Neraca Energi Absorber (D-110)

Komponen	Masuk		Keluar	
	$\Delta H1$ (kkal)	$\Delta H3$ (kkal)	$\Delta H4$ (kkal)	$\Delta H2$ (kkal)
CH ₄	1,31354E-06	0	0	1,3135E-06
C ₂ H ₆	1,06758E-07	0	0	1,0676E-07
C ₃ H ₈	7,50199E-08	0	0	7,502E-08
i-C ₄ H ₁₀	1,96966E-08	0	0	1,9697E-08
n-C ₄ H ₁₀	2,35702E-08	0	0	2,357E-08
i-C ₅ H ₁₂	1,07221E-08	0	0	1,0722E-08
n-C ₅ H ₁₂	7,19677E-09	0	0	7,1968E-09
C ₆ H ₁₄	1,31297E-08	0	0	1,313E-08
CO ₂	1,3431E-07	0	0	6,7155E-09
N ₂	1,229E-08	0	1,27594E-07	1,229E-08
H ₂ S	2,795E-10	0	1,68687E-10	1,3975E-11
H ₂ O	9,92098E-08	6517,11988	0,334133941	9,921E-08
C ₄ H ₁₁ NO ₂	0	2632,08454	0,036851289	0
Sub Total	1,81572E-06	9149,20442	0,370985357	1,6879E-06
ΔH_{reaksi}	-0,74244845			
Qserap			9148,090991	
Total	9148,461978		9148,461978	



2. STRIPPER AMINE REGENERATOR (D-120)

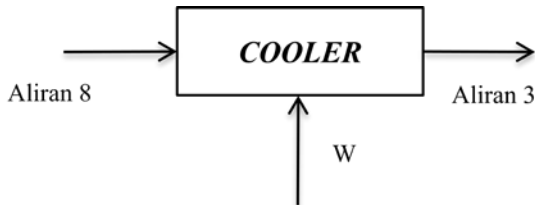


Tabel IV.2 Neraca Energi *Stripper Amine Regenerator* (D-120)

Neraca Energi Stripper			
Masuk	kkal	Keluar	kkal
H4	128513,6377	H7	125550,8614
Qreboiler	5375,803461	H8	8069,8
		Qloss	268,8
Total	133889,441	Total	133889,441

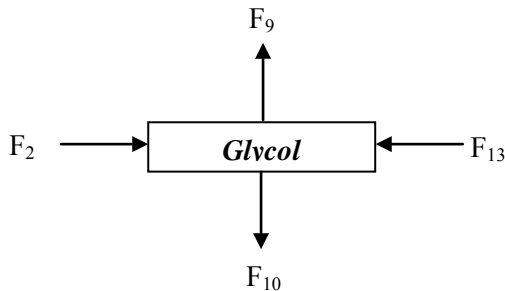


3. COOLER (E-111)



Tabel IV.3 Neraca Energi Cooler (E-111)

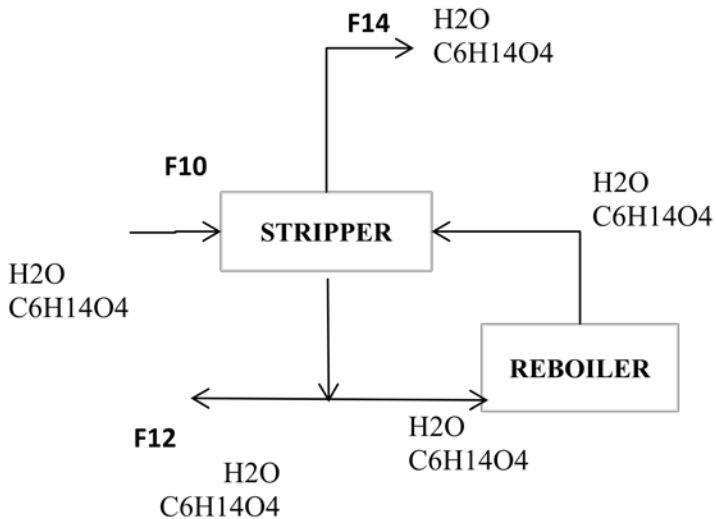
Komponen	Masuk		Keluar
	ΔH_8 (kkal)	ΔH_3 (kkal)	ΔH_3 (kkal)
CH ₄	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0
i-C ₄ H ₁₀	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0
i-C ₅ H ₁₂	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0
C ₆ H ₁₄	0	0	0
N ₂	0	0	0
CO ₂	0	0	0
H ₂ S	0	0	0
H ₂ O	2623150,743	-11,581141	-1468,82532
C ₄ H ₁₁ NO ₂	-2712,84076	-26,000375	-551,688681
Sub Total	2620437,902	-37,581516	-2020,514
Qserap			2,62E+06
Total	2620400,321		2620400,3

**4. GLYCOL CONTACTOR (D-210)****Tabel IV.4 Neraca Energi Glycol Contactor (D-210)**

Komponen	Masuk		Keluar	
	ΔH_2 (kkal)	ΔH_{13} (kkal)	ΔH_{10} (kkal)	ΔH_9 (kkal)
CH ₄	1,31354E-06	0	1,31275E-07	1,18226E-06
C ₂ H ₆	1,06758E-07	0	1,06694E-08	9,60887E-08
C ₃ H ₈	7,50199E-08	0	7,49749E-09	6,75224E-08
i-C ₄ H ₁₀	1,96966E-08	0	1,96848E-09	1,77281E-08
n-C ₄ H ₁₀	2,35702E-08	0	2,3556E-09	2,12146E-08
i-C ₅ H ₁₂	1,07221E-08	0	1,07156E-09	9,65049E-09
n-C ₅ H ₁₂	7,19677E-09	0	7,19245E-10	6,47753E-09
C ₆ H ₁₄	1,31297E-08	0	1,31218E-09	1,18175E-08
N ₂	6,71548E-09	0	6,71145E-10	6,04433E-09
CO ₂	1,229E-08	0	1,22827E-09	1,10618E-08
H ₂ S	1,3975E-11	0	1,39666E-12	1,25784E-11
H ₂ O	9,92098E-08	90,29812594	9,5458E-08	5,95259E-09
TEG	0	3061,644151	0,151865033	0
Sub Total	1,68786E-06	3151,942277	0,151865287	1,43583E-06
Qserap			3151,790	
Total	3151,942279		3151,942278	

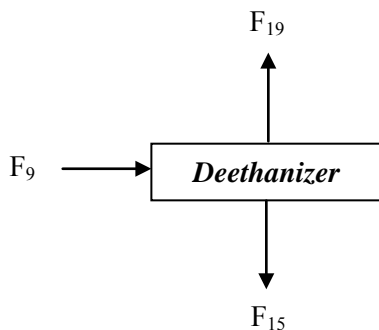


5. STRIPPER GLYCOL REGENERATOR (D-220)



Tabel IV.5 Neraca Energi Stripper Glycol Regenerator (D-220)

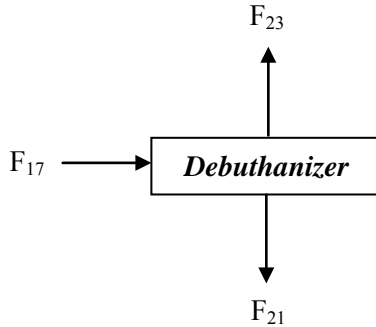
Neraca Energi Stripper			
Masuk	kcal	Keluar	kcal
H4	21030,87563	H7	14858,81815
Qreboiler	8469,514491	H8	14218,1
		Qloss	423,5
Total	29500,39012	Total	29500,39012

**6. DEETHANIZER (D-310)****Tabel III.5 Neraca Energi Deethanizer (D-310)**

Komponen	Masuk	Keluar	
	ΔH_9 (kkal)	ΔH_{15} (kkal)	ΔH_{19} (kkal)
CH ₄	2,51E-08	2,49604E-08	1,25429E-10
C ₂ H ₆	2,04E-08	2,02867E-08	1,01943E-10
C ₃ H ₈	2,58E-07	0	1,02918E-07
i-C ₄ H ₁₀	1,60E-07	0	4,6837E-08
n-C ₄ H ₁₀	1,61E-07	0	4,77266E-08
i-C ₅ H ₁₂	2,05E-09	0	2,04769E-09
n-C ₅ H ₁₂	1,37E-09	0	1,37443E-09
C ₆ H ₁₄	2,51E-09	0	2,5075E-09
CO ₂	1,28E-09	0	0
N ₂	2,35E-09	2,34714E-09	0
H ₂ S	2,67E-12	2,66894E-12	0
H ₂ O	1,26E-09	1,26305E-09	0
Sub Total	6,35355E-07	4,886E-08	2,03639E-07
Qserap		3,82856E-07	
Total	6,3536E-07	6,35355E-07	

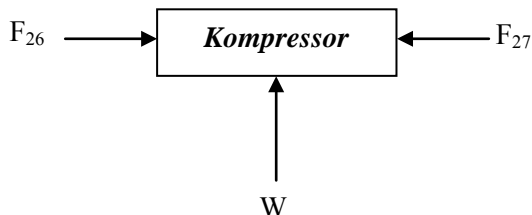


7. DEBUTHANIZER (D-320)

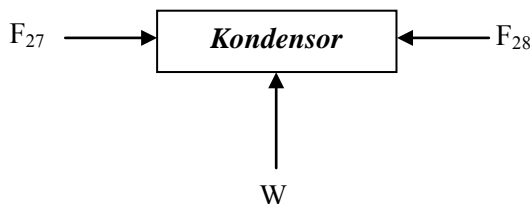


Tabel III.6 Neraca Energi Debuthanizer (D-320)

Komponen	Masuk	Keluar	
	ΔH_{17} (kkal/jam)	ΔH_{23} (kkal/jam)	ΔH_{21} (kkal/jam)
CH ₄	1,25429E-10	1,24802E-10	1,25429E-10
C ₂ H ₆	1,01943E-10	1,01434E-10	1,01943E-10
C ₃ H ₈	1,02918E-07	3,30373E-08	2,57954E-07
i-C ₄ H ₁₀	4,6837E-08	4,00229E-08	1,5991E-07
n-C ₄ H ₁₀	4,77266E-08	4,07829E-08	1,61193E-07
i-C ₅ H ₁₂	2,04769E-09	2,03753E-09	2,04771E-09
n-C ₅ H ₁₂	1,37443E-09	1,36757E-09	1,37444E-09
C ₆ H ₁₄	2,5075E-09	2,48244E-09	2,5075E-09
Sub Total	2,03639E-07	1,19957E-07	5,85215E-07
Qserap		-5,01533E-07	
Total	2,03639E-07	2,03639E-07	

**8. KOMPRESSOR (P-411)****Tabel III.7 Neraca Energi Kompressor (P-411)**

Aliran	Masuk (kkal/jam)	Aliran	Keluar (kkal/jam)
H25	106852,0131	H26	26429,97203
W	-80422,0411		
Total	26429,97203	Total	26429,97203

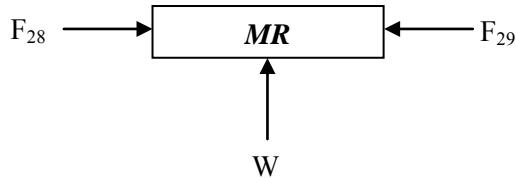
9. KONDENSOR (E-412)**Tabel III.8 Neraca Energi Kondensor (E-412)**

Masuk		Keluar	
Komponen	Entalpi (kkal)	Komponen	Entalpi (kkal)
CH4	5,72E+03	CH4	1,93E+07
C2H6	4,49E+03	C2H6	2,08E+08
C3H8	1,51E+06	C3H8	8,28E+10
i-C4H10	1,83E+06	C4H10	1,52E+09
n-C4H10	1,91E+06	C5H12	1,53E+11
i-C5H12	8,82E+04	C4H10	9,18E+06
n-C5H12	6,51E+04	C5H12	8,62E+06



C6H14	1,24E+05	C6H14	1,87E+07
ΔH_v	8,26E-08	Q serap	-2,37E+11
Total	5540404,131	Total	5540404,131

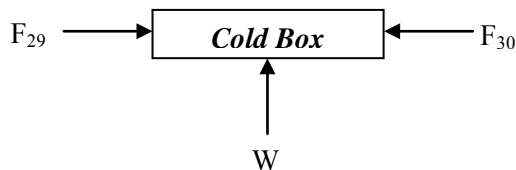
10. MIXED REFRIGERANT (E-410)



Tabel III.9 Neraca Energi Mixed Refrigerant (E-410)

Masuk		Keluar	
Komponen	Entalpi (kkal)	Komponen	Entalpi (kkal)
CH4	19279916,69	CH4	46661239,9
C2H6	208076634,4	C2H6	668497209,5
C3H8	82776773074	C3H8	2,50155E+11
i-C4H10	1516430779	C4H10	3915521545
n-C4H10	1,52536E+11	C5H12	4,62819E+11
i-C5H12	9180585,379	C4H10	33873228,72
n-C5H12	8616761,897	C5H12	29091501
C6H14	18677464,59	C6H14	63436797,19
		Q serap	-4,80638E+11
Total	2,37093E+11	Total	2,37093E+11

11. COLD BOX (E-420)



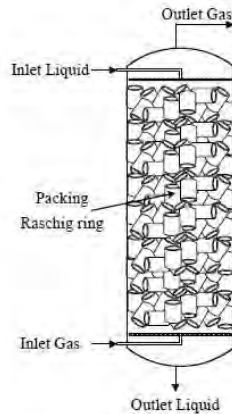
**Tabel III.10 Neraca Energi Cold Box (E-420)**

Masuk		Keluar	
Komponen	Entalpi (kkal)	Komponen	Entalpi (kkal)
CH ₄	46661239,9	CH ₄	55369351,47
C ₂ H ₆	668497209,5	C ₂ H ₆	814064563,9
C ₃ H ₈	2,50155E+11	C ₃ H ₈	3,02156E+11
i-C ₄ H ₁₀	3915521545	C ₄ H ₁₀	4593682518
n-C ₄ H ₁₀	4,62819E+11	C ₅ H ₁₂	5,59294E+11
i-C ₅ H ₁₂	33873228,72	C ₄ H ₁₀	42825400,62
n-C ₅ H ₁₂	29091501	C ₅ H ₁₂	36306676,07
C ₆ H ₁₄	63436797,19	C ₆ H ₁₄	79187522,15
		Q serap	-1,49341E+11
Total	7,1773E+11	Total	7,1773E+11

BAB V SPESIFIKASI ALAT

1. *ABSORBER COLUMN (D-110)*

Menurut *Arthur J. Kidney (2006)*, *absorber* merupakan salah satu metode penghilangan *impurities* bahan baku secara kimia, di mana bahan baku dikontakkan dengan larutan amine yaitu *Diethanolamine (DEA)* untuk mengabsorpsi gas-gas asam seperti CO_2 dan H_2S sehingga tidak menyebabkan korosivitas pada alat.



Gambar V.1 Penampang dari *Absorber*

Unit *Absorber* yang digunakan adalah *Packed Tower*, dengan spesifikasi alat mengacu pada *Treybal (1981)* dan *Van Winkle (1967)*.

Spesifikasi alat *Packed Tower* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Spesifikasi tangki:

Bahan Konstruksi	= Carbon steels SA-283 grade C
Volume tangki	= 16,87 cuft atau 477,705 lt
Diameter tangki	= 7,1 ft atau 2,16 m
Tinggi tangki	= 36 ft atau 10,97 m
Tebal <i>shell</i>	= 2,88 in atau 0,073 m
Tebal tutup atas	= 4,167 in atau 0,105 m
Tebal tutup atas	= 4,167 in atau 0,105 m



V-2

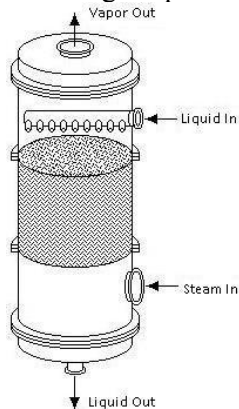
Bab V Spesifikasi Alat

Spesifikasi *Packing*:

Bahan konstruksi	= Ceramic stoneware
Jumlah <i>packing</i>	= 3667,09 buah \approx 3667 buah
Ukuran <i>packing</i>	= 1 in atau 0,0254 m
Tebal <i>packing</i>	= 0,125 in atau 0,003 m

2. *STRIPPER AMINE REGENERATOR (D-120)*

Stripper Amine Regenerator merupakan salah satu jenis *gas-liquid separator*, yang berfungsi sebagai regenerasi larutan amine agar bisa digunakan kembali, dengan cara memisahkan antara gas asam (H_2S dan CO_2) dengan larutan amine (DEA). Spesifikasi alat dan desain *Stripper Column* mengacu pada *Chohey (2003)*.



Gambar V.2 Penampang dari *Stripper Amine Regenerator*

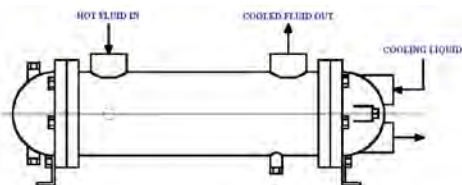
Spesifikasi alat *Stripper Amine Regenerator* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Tipe	: <i>Vertical drum</i> dengan <i>mist eliminator</i>
Material	: <i>Plate Steel SA-240 Grade B</i>
ID	: 27,116 inch atau 0,689 meter
OD	: 28,366 inch atau 0,721 meter
Tinggi <i>shell</i>	: 6,891 ft atau 2,1 meter
Tebal <i>shell</i>	: 0,625 inch atau 0,015 meter
Tipe tutup	: <i>Elliptical dished head</i>
Tebal tutup	: 0,5 inch atau 0,013 meter



3. COOLER 1 (E-111)

Cooler merupakan salah satu jenis *heat exchanger*, yang berfungsi sebagai pendingin larutan amine (DEA) regenerasi yang akan digunakan kembali sebagai larutan penyerap gas asam dalam kolom *Absorber*. Spesifikasi alat dan desain *Cooler* mengacu pada Kern (1950).



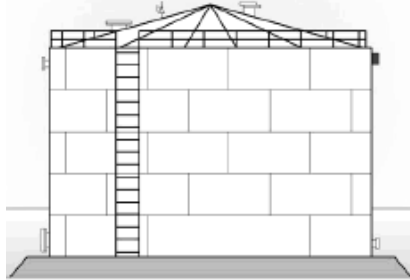
Gambar V.3 Penampang dari *Cooler*

Spesifikasi alat *Cooler 1* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Tipe	: <i>Shell and tube 1-1 Exchanger</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
ID <i>shell</i>	: 8 inch atau 0,203 meter
ΔP <i>shell</i>	: 0,816 psia atau
ID <i>tube</i>	: 0,62 inch atau 0,0157 meter
ΔP <i>tube</i>	: 5,413 psia
Rd	: 0,0013 jft ² °F/btu
Luas area	: 90 ft ²

4. DEA STORAGE TANK (TK-123)

DEA Storage tank merupakan salah satu jenis tangki penyimpanan yang berfungsi sebagai alat penyimpanan larutan *amine* (*Diethanolamine*). Spesifikasi alat dan desain *DEA Storage Tank* mengacu pada *Brownell & Young* (1983).



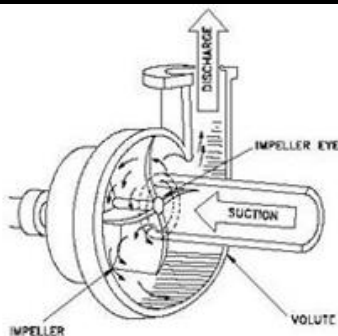
Gambar V.4 Penampang dari DEA Storage Tank

Spesifikasi alat *DEA Storage Tank* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Tipe tangki	: <i>Cylindrical – Conical roof</i>
Kapasitas tangki	: 273,504 ft ³
Tinggi tangki	: 36 ft atau 10,97 m
Diameter tangki	: 20 ft atau 6,09 m
Tebal <i>shell per course</i>	
Course 1	: 0,252 in atau 0,0064 m
Course 2	: 0,230 in atau 0,0058 m
Course 3	: 0,209 in atau 0,0053 m
Course 4	: 0,187 in atau 0,0047 m
Course 5	: 0,165 in atau 0,0042 m
Course 6	: 0,143 in atau 0,0036 m
Tebal <i>head</i> tangki	: 0,319 in atau 0,0081 m
Tinggi <i>head</i> tangki	: 3,44 ft atau 1,048 m

5. DEA PUMP (P-112)

DEA Pump merupakan salah satu jenis pompa, yang berfungsi sebagai pompa larutan *amine* dari tangki penyimpanan ke kolom *absorber*. Spesifikasi alat dan desain *DEA Pump* mengacu pada *Timmerhaus (1991)*.



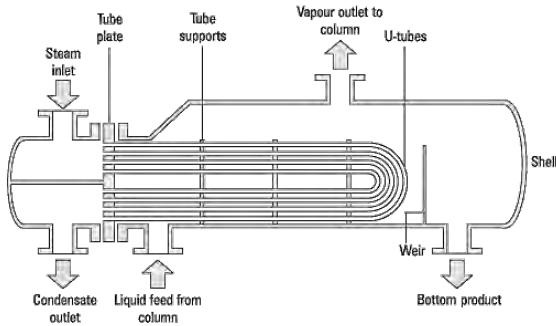
Gambar V.5 Penampang dari *DEA Pump*

Spesifikasi alat *DEA Pump* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	: 42,076 gpm
Tekanan <i>suction</i>	: 1,48 atm
Tekanan <i>discharge</i>	: 11,84 atm
Beda ketinggian	: 20 ft atau 6,096 m
Ukuran pipa	: 2 ½ in OD sch 40
Power pompa	: 20,19 hp

6. **REBOILER 1 (E-121)**

Reboiler merupakan salah satu jenis *heat exchanger* yang berfungsi untuk mendidihkan dan menguapkan kembali larutan DEA yang tercampur dengan gas asam agar bisa di-regenerasi. Spesifikasi alat dan desain *Reboiler* mengacu pada Kern (1950).

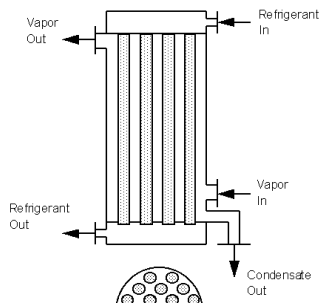


Gambar V.6 Penampang dari *Reboiler 1*

Spesifikasi alat *Reboiler 1* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

7. **CONDENSER 1 (E-122)**

Condenser merupakan salah satu jenis *heat exchanger* yang berfungsi untuk mendinginkan gas asam yang teruapkan. Spesifikasi alat dan desain *Condenser* mengacu pada Kern (1950).



Gambar V.7 Penampang dari *Condenser 1*

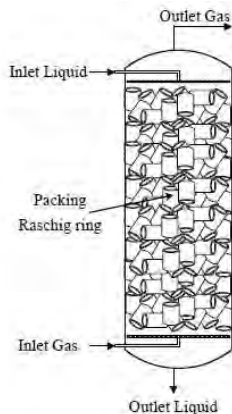
Spesifikasi alat *Condenser 1* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

8. **GLYCOL CONTACTOR (D-210)**

Glycol Contactor merupakan salah satu metode penghilangan kadar air bahan baku secara kimia, di mana bahan baku dikontakkan dengan larutan glycol yaitu *Triethilenglycol (TEG)*



untuk mengabsorpsi H_2O sehingga tidak menyebabkan korosivitas pada alat. Unit *Glycol Contactor* yang digunakan adalah *Packed Tower*, dengan spesifikasi alat mengacu pada *Treybal (1981)* dan *Van Winkle (1967)*.



Gambar V.8 Penampang dari *Glycol Contactor*

Spesifikasi alat *Packed Tower* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Spesifikasi tangki:

Bahan Konstruksi	= Carbon steels SA-283 grade C
Volume tangki	= 16,87 cuft atau 477,705 lt
Diameter tangki	= 7,1 ft atau 2,16 m
Tinggi tangki	= 36 ft atau 10,97 m
Tebal shell	= 2,88 in atau 0,073 m
Tebal tutup atas	= 4,167 in atau 0,105 m
Tebal tutup atas	= 4,167 in atau 0,105 m

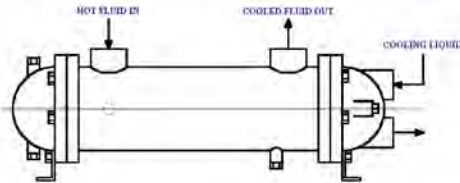
Spesifikasi Packing:

Bahan konstruksi	= Ceramic stoneware
Jumlah packing	= 3667,09 buah \approx 3667 buah
Ukuran packing	= 1 in atau 0,0254 m
Tebal packing	= 0,125 in atau 0,003 m



9. COOLER 2 (E-211)

Cooler merupakan salah satu jenis *heat exchanger*, yang berfungsi sebagai pendingin larutan glycol (TEG) regenerasi yang akan digunakan kembali sebagai larutan penyerap gas asam dalam kolom *Glycol Contactor*. Spesifikasi alat dan desain Cooler mengacu pada Kern (1950).



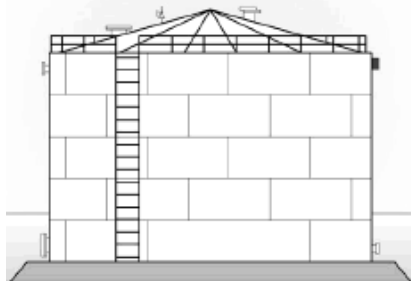
Gambar V.9 Penampang dari Cooler 2

Spesifikasi alat Cooler 2 yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Tipe	: Shell and tube 1-1 Exchanger
Bahan	: Carbon Steel
ID shell	: 17,125 inch atau 0,435 meter
ΔP shell	: 0,049 psia atau 0,003 atm
ID tube	: 0,834 inch atau 0,0212 meter
ΔP tube	: 6,494 psia atau 0,441 atm
Rd	: 0,0013 jft ² °F/btu
Luas area	: 92,87 ft ²

10. TEG STORAGE TANK (TK-221)

TEG Storage tank merupakan salah satu jenis tangki penyimpanan yang berfungsi sebagai alat penyimpanan larutan glycol (*Triethilenglycol*). Spesifikasi alat dan desain TEG Storage Tank mengacu pada Brownell & Young (1983).



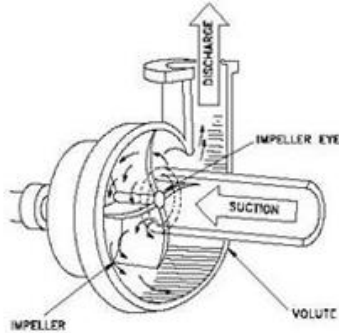
Gambar V.10 Penampang dari TEG Storage Tank

Spesifikasi alat TEG Storage Tank yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Tipe tangki	: Cylindrical – Conical roof
Kapasitas tangki	: 216,72 ft ³
Tinggi tangki	: 36 ft atau 10,97 m
Diameter tangki	: 20 ft atau 6,09 m
Tebal <i>shell per course</i>	
Course 1	: 0,352 in atau 0,0089 m
Course 2	: 0,291 in atau 0,0074 m
Course 3	: 0,256 in atau 0,0065 m
Course 4	: 0,222 in atau 0,0056 m
Course 5	: 0,188 in atau 0,0047 m
Course 6	: 0,154 in atau 0,0039 m
Tebal <i>head</i> tangki	: 0,319 in atau 0,0081 m
Tinggi <i>head</i> tangki	: 3,44 ft atau 1,048 m

11. TEG PUMP (P-222)

TEG Pump merupakan salah satu jenis pompa, yang berfungsi sebagai pompa larutan *amine* dari tangki penyimpanan ke kolom *glycol contactor*. Spesifikasi alat dan desain TEG Pump mengacu pada Timmerhaus (1991).



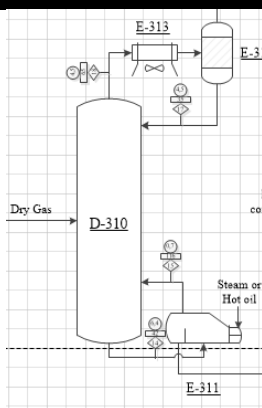
Gambar V.11 Penampang dari *TEG Pump*

Spesifikasi alat *TEG Pump* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	: 10,91 gpm
Tekanan <i>suction</i>	: 1,48 atm
Tekanan <i>discharge</i>	: 11,84 atm
Beda ketinggian	: 15 ft atau 4,572 m
Ukuran pipa	: 1½ in OD sch 40
Power pompa	: 13,82 hp

12. DEETHANIZER COLUMN (D-310)

Deethanizer Column merupakan salah satu jenis alat pemisahan, yang berfungsi untuk memisahkan komponen C_1 dan C_2 dari komponen yang lebih berat. Spesifikasi alat dan desain *Deethanizer Column* mengacu pada *Chopey (2003)* dan *Van Winkle (1967)*.



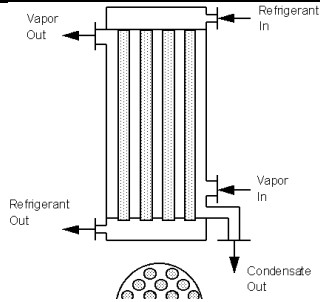
Gambar V.12 Penampang dari *Deethanizer Column*

Spesifikasi alat *Deethanizer Column* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Type tray	: <i>Cross flow sieve tray</i>
Kapasitas	: 176,251 ft ³ /jam
Diameter kolom	: 4 ft atau 1,2192 m
Tinggi kolom	: 56,841 ft atau 17,325 m
Tray spacing	: 15 in atau 0,381 m
Active area	: 9,155 ft atau 2,79 m
Hole area	: 0,4343 ft ² atau 0,0401 m ²
Downcomer area	: 1,1028 ft ² atau 0,103 m ²
Number of tray	: 26
Berat tutup	: 445,7 lb atau 202,166 kg

13. CONDENSER 2 (E-312)

Condenser merupakan salah satu jenis *heat exchanger* yang berfungsi untuk mendinginkan komponen C₁ dan C₂ yang teruapkan. Spesifikasi alat dan desain *Condenser* mengacu pada *Kern (1950)*.

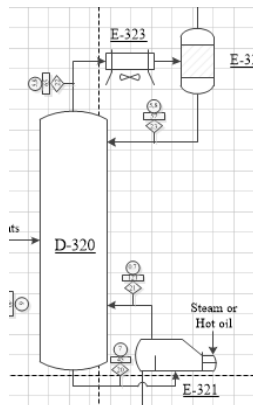


Gambar V.13 Penampang dari *Condenser 2*

Spesifikasi alat *Condenser 2* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

14. **DEBUTANIZER COLUMN (D-320)**

Debutanizer Column merupakan salah satu jenis alat pemisahan, yang berfungsi untuk memisahkan komponen C_3 dan C_4 dari komponen yang lebih berat. Spesifikasi alat dan desain *Debutanizer Column* mengacu pada *Chopey (2003)* dan *Van Winkle (1967)*.



Gambar V.14 Penampang dari *Debutanizer Column*

Spesifikasi alat *Debutanizer Column* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

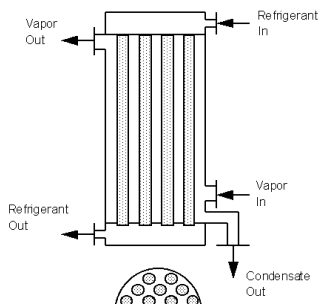
Tipe tray : *Cross flow sieve tray*
 Kapasitas : 16,785 ft³/jam



Diameter kolom	: 5 ft atau 1,542 m
Tinggi kolom	: 46,886 ft atau 14,291 m
Tray spacing	: 15 in atau 0,381 m
Active area	: 9,155 ft atau 2,79 m
Hole area	: 0,4343 ft ² atau 0,0401 m ²
Downcomer area	: 1,1028 ft ² atau 0,103 m ²
Number of tray	: 26
Berat tutup	: 939,345 lb atau 426,079 kg

15. CONDENSER 3 (E-322)

Condenser merupakan salah satu jenis *heat exchanger* yang berfungsi untuk mendinginkan komponen C₅ dan komponen berat lain yang teruapkan. Spesifikasi alat dan desain Condenser mengacu pada Kern (1950).



Gambar V.15 Penampang dari Condenser 3

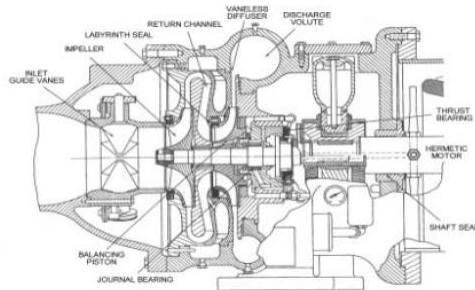
Spesifikasi alat Condenser 3 yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Jenis	: Shell & tube 2-4
Jumlah	: 2
Luas area	: 1806221456,68 ft ²
T ₁	: 293 °F atau 145 °C
T ₂	: 113 °F atau 45 °C
t ₁	: 86 °F atau 30 °C
t ₂	: 113 °F atau 45 °C
ID shell	: 27 in atau 0,686 m
OD tube	: 1,25 in atau 0,032 m



16. COMPRESSOR (C-411)

Compressor merupakan alat mekanik yang berfungsi untuk meningkatkan tekanan gas C_3 dan C_4 .



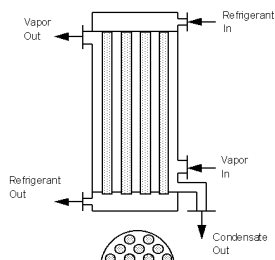
Gambar V.16 Penampang dari *Compressor*

Spesifikasi alat *Compressor* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Material	: Cast steel
Jenis	: 1 stage axial flow
Temperature	: 198,566 °C
Tekanan stage	: 102,9 psi atau 7,002 atm
Power	: 265,942 hp

17. CONDENSER 4 (E-412)

Condenser merupakan salah satu jenis *heat exchanger* yang berfungsi untuk mendinginkan komponen C_3 dan C_4 yang keluar dari *compressor* serta untuk mengubah fase gas tersebut menjadi *liquid*. Spesifikasi alat dan desain *Condenser* mengacu pada Kern (1950).



Gambar V.17 Penampang dari *Condenser 4*

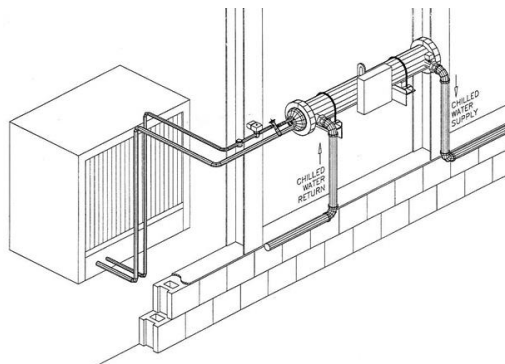


Spesifikasi alat *Condenser* 4 yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Jenis	: Shell & tube 2-4
Jumlah	: 2
Luas area	: 1806221456,68 ft ²
T ₁	: 293 °F atau 145 °C
T ₂	: 113 °F atau 45 °C
t ₁	: 86 °F atau 30 °C
t ₂	: 113 °F atau 45 °C
ID shell	: 27 in atau 0,686 m
OD tube	: 1,25 in atau 0,032 m

18. *CHILLER/COLD BOX (E-420)*

Chiller/Cold Box merupakan salah satu alat pendingin yang berfungsi untuk mendinginkan campuran gas tersebut hingga suhu - 67,7 °C agar sesuai dengan spesifikasi LPG yang ada.



Gambar V.18 Penampang dari *Chiller/Cold Box*

Spesifikasi alat *Chiller/Cold Box* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

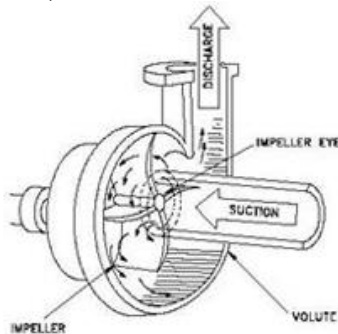
Fluida Panas	: <i>Liquid Mixed Refrigerant</i>
Fluida dingin	: <i>Vapor Mixed Refrigerant</i>
LMTD	: 112,9 °F
UA	: 1,45E+07 Btu/(°F)(hr)
Duty	: 1,64E+09 Btu/hr



T_{air pendingin} : 6 – 7 °C

19. LPG PUMP (P-421)

LPG Pump merupakan salah satu jenis pompa, yang berfungsi sebagai pompa LPG dari *chiller/cold box* menuju tangki penyimpanan LPG. Spesifikasi alat dan desain *LPG Pump* mengacu pada *Timmerhaus (1991)*.



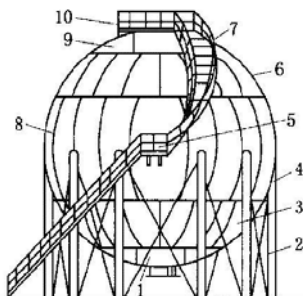
Gambar V.19 Penampang dari *LPG Pump*

Spesifikasi alat *LPG Pump* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	: 370,353 gpm
Tekanan <i>suction</i>	: 1,48 atm
Tekanan <i>discharge</i>	: 11,84 atm
Beda ketinggian	: 20 ft atau 6,096 m
Ukuran pipa	: 6 in OD sch 40
Power pompa	: 186,1 hp

20. LPG STORAGE TANK (TK-422)

LPG Storage Tank merupakan salah satu jenis pressure vessel yang digunakan untuk menyimpan gas – gas yang dicairkan seperti LPG. Spesifikasi alat dan desain *LPG Storage Tank* mengacu pada *Brownell & Young (1983)* dan *Dennis Moss (1997)*.



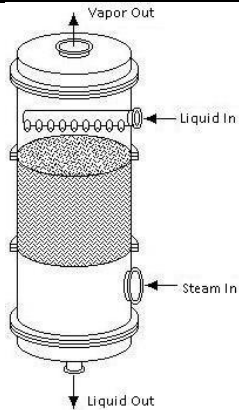
Gambar V.20 Penampang dari *LPG Storage Tank*

Spesifikasi alat *LPG Storage Tank* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Tipe	: Spherical tank
Bahan	: SA-516-70
Jumlah	: 3
Diameter	: 51,998 ft atau 15,85 m
Tebal	: 2 in atau 0,05 meter
Volume tiap tangki	: 72169 ft ³ atau 2043598,5 lt
Berat tangki	: 689952,866 lb atau 312957,355 kg

21. *GLYCOL REGENERATOR (D-220)*

Glycol Regenerator merupakan salah satu jenis *gas-liquid separator*, yang berfungsi sebagai regenerasi larutan amine agar bisa digunakan kembali, dengan cara memisahkan antara H₂O dengan larutan glycol (TEG). Spesifikasi alat dan desain *Glycol Column* mengacu pada *Chohey (2003)*.



Gambar V.21 Penampang dari *Glycol Regenerator*

Spesifikasi alat *Glycol Regenerator* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Tipe	: <i>Vertical drum dengan mist eliminator</i>
Material	: <i>Plate Steel SA-240 Grade B</i>
ID	: 71,375 inch atau 1,828 meter
OD	: 67,989 inch atau 1,727 meter
Tinggi <i>shell</i>	: 12,632 ft atau 3,85 meter
Tebal <i>shell</i>	: 0,625 inch atau 0,015 meter
Tipe tutup	: <i>Elliptical dished head</i>
Tebal tutup	: 0,407 inch atau 0,013 meter

BAB VI UTILITAS

Proses utama dari pabrik LPG dari gas alam ini adalah pemisahan komponen metana menjadi propana dan butana, yang mana membutuhkan sistem utilitas untuk menunjang berlangsungnya proses produksi. Sistem utilitas pabrik LPG ini meliputi:

1. Air
Air digunakan sebagai air proses, air pendingin, air sanitasi, dan air umpan boiler.
2. *Steam*
Steam digunakan pada unit *stripper*, fraksinasi, dan *steam generator (boiler)*.
3. Listrik
Listrik digunakan sebagai tenaga penggerak dari berbagai peralatan proses, serta sebagai penerangan dalam pabrik.

VI.1 Unit Pengolahan Air

Air merupakan salah satu komponen penting baik dalam proses produksi LPG maupun non-proses, karena air digunakan sebagai:

- 1) *Cooling water* pada kondenser *Stripper Amine Regenerator*, kolom *Deethanizer* dan *Debutanizer*.

Air umpan kondenser (*cooling water*) harus memenuhi persyaratan tertentu agar tidak menimbulkan masalah-masalah, seperti:

- a. Pembentukan Kerak (*scale forming*)
Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silikat, serta suhu tinggi.
- b. Erosi dan Korosi
Korosi dapat terjadi karena air mengandung larutan-larutan asam dan gas-gas terlarut.
- c. Pembentukan Busa (*foaming*)
Air yang diambil dari alat penukar panas dapat menyebabkan *foaming* karena terdapat zat-zat organik,



anorganik, dan zat-zat yang tidak larut dalam jumlah besar. Efek pembusakan terjadi pada alkalinitas tinggi.

2) Fluida pendingin pada siklus pendinginan di *Refrigeration Unit*

Pada unit ini, air digunakan untuk mendinginkan aliran refrijeran hingga temperatur $-67,7^{\circ}\text{C}$ dalam siklus tertutup sehingga kebutuhan air per tahunnya tetap dengan asumsi *water loss* sebesar 5%.

Parameter yang harus dipenuhi untuk air proses yang digunakan pada unit *boiler*, antara lain:

1. Air pengisi *boiler*

- pH pada 25°C 7-9
 - *Hardness*/kesadahan $0-0,1^{\circ}\text{D}$
 - DO (*dissolved oxygen*) $< 0,1$ ppm
- $1^{\circ}\text{D} = 10$ ppm CaO = 17,85 ppm CaCO_3
- $1^{\circ}\text{F}_{\text{Hardness}} = 10$ ppm CaCO_3

2. Air ketel

Kondisi	Ketel lama	Ketel baru
pH pada 25°C	7-9	10-11
Cl^-	≤ 100 ppm	100 ppm
CaCO_3	$0-0,1^{\circ}\text{D}$	$0-0,1^{\circ}\text{D}$
<i>Total Dissolved Solid</i> (TDS)	≤ 3000 ppm	≤ 700 ppm
Alkalinitas (P/M)	≤ 600 ppm	≤ 150 ppm, 120 ppm
KMnO_4	50 ppm	-
Minyak	5 ppm	-
PO_4^{3-}	60 ppm	-
<i>Total Suspended Solid</i> (TSS)	≤ 250 ppm	-
Silikat	≤ 125 ppm	15 ppm
SO_3^-	-	15 ppm
H_3PO_4	-	-



3. Air pendingin (*cooling water*)

Air pendingin yang digunakan juga berasal dari air sungai, biasanya ditujukan untuk mendinginkan mesin-mesin serta berfungsi sebagai air pendingin pada kondensor.

Parameter yang harus dipenuhi untuk air proses yang digunakan pada unit *cooling tower*, antara lain: *hardness*; kadar besi; kadar silikat dan sulfat; molaritas, pH, dan temperatur; padatan terlarut (TDS), kontaminan penyebab *fouling*, pencemar berupa minyak.

Pada unit *cooling tower*, air yang diolah akan ditambahkan zat kimia tertentu yang bertujuan untuk mengendalikan kerak, lumut, jamur, dan korosi.

VI.2 Instalasi Listrik

Pada Pabrik LPG, listrik dibutuhkan untuk menggerakkan beberapa alat proses seperti, pompa dan kompresor. Selain itu, listrik juga dibutuhkan untuk keperluan non-proses seperti, penerangan, pendingin ruangan, peralatan elektronik kantor, laboratorium, dan instrumentasi.

Besarnya rincian kebutuhan energi listrik masing-masing utilitas di atas dapat diestimasi dengan perhitungan di bawah ini:

IV.2.1 Listrik Alat Proses dan Utilitas

Kebutuhan listrik untuk alat proses dan pengolahan air diperkirakan sebagai berikut:

Tabel IV.1 Kebutuhan Listrik Pabrik LPG

No. Alat	Nama Alat	Daya (hp)
P-112	Pompa DEA	1,24
P-212	Pompa TEG	1,55
P-421	Pompa LPG	186,1
C-411	Kompresor	265,942
Total Kebutuhan Listrik Proses		454,832

Peralatan pembangkit listrik di pabrik LPG ini menggunakan unit pembangkit listrik (*generator*) yang dibantu dengan daya listrik



dari PLN. Unit-unit pembangkit listrik ini terdiri dari tiga buah diesel alternator dan tiga buah turbin alternator. Pemakaian listrik di pabrik antara lain untuk :

1. Pemakaian tenaga mekanik/mesin pada proses
2. Perbaikan dan pemeliharaan peralatan pabrik
3. Penerangan kantor dan lingkungan sekitar pabrik

Umumnya, sistem jaringan listrik yang digunakan adalah sistem jaringan menengah, di mana Gardu Induk sebagai pasokan utama tenaga listrik akan memiliki beberapa cabang berupa Gardu Distribusi, yang bertujuan sebagai alternatif ketika salah satu pasokan tenaga listrik mengalami gangguan, sehingga tidak akan mempengaruhi proses produksi yang sedang berjalan.

VI.3 Steam Generator

Steam mempunyai peranan yang sangat penting dalam menunjang proses produksi. *Steam* digunakan sebagai media pemanas, dimana pembangkitnya berasal dari :

- Turbin, dengan fluida penggerakanya berupa air.
- Motor bakar dengan bahan bakarnya bensin dan solar.

Pada pabrik LPG ini, jenis *boiler* yang digunakan adalah tipe pipa api (*fire tube*), untuk menghasilkan *steam* jenuh (*saturated steam*) dengan suhu 148°C dan tekanan 4,5 bar (Ulrich, 1984).

VI.4. Water Treatment Plant

Beberapa tahapan pengolahan air, diantaranya:

1. Pengolahan secara fisika

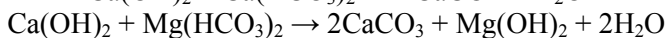
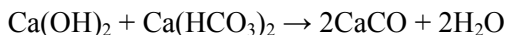
Pengolahan secara fisika dilakukan dengan cara mengendapkan kotoran yang terikut. Air dipompa dari sungai, yang sebelumnya disaring untuk mengurangi kotoran seperti sampah, dan lain-lain. Setelah itu dimasukkan dalam bak *skimming*, sehingga kotoran-kotoran seperti pasir akan mengendap, sedangkan air secara *overflow* dari *skimming* dialirkan ke bak koagulator dan flokulator.

2. Pengolahan secara kimia

Dilakukan untuk memisahkan kontaminan yang terlarut dengan cara penambahan koagulan dan flokulan. Pada bak koagulator dan flokulator dilengkapi dengan pengadukan cepat (80-100 rpm) dan pengadukan lambat (4-8 rpm). Dalam bak koagulator



ditambahkan bahan kimia yaitu $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 8\text{H}_2\text{O}$ /tawas yang bertujuan untuk memperbesar ukuran partikel padatan yang sukar mengendap sehingga waktu pengendapan menjadi lebih cepat. Setelah terbentuk gumpalan-gumpalan, air dialirkan ke dalam bak flokulator serta ditambahkan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ dengan dosis yang disesuaikan dengan kekeruhan air sungai. Tujuan pengadukan lambat disini adalah untuk membantu memperbesar flok – flok sehingga menjadi berat. Sedangkan penambahan larutan kapur bertujuan untuk mengikat kesadahan karbonat.



Dari bak flokulator secara *overflow* air dialirkan ke bak sedimentasi. Setelah dilakukan pengendapan pada bak sedimentasi kemudian air secara *overflow* masuk pada bak penampungan. Air jernih yang dihasilkan pada bak penampungan secara *overflow* dialirkan ke dalam *sand filter* untuk menangkap partikel-partikel kecil yang melayang dalam air yang tidak terendapkan dengan sistem gravitasi. Pemilihan sistem gravitasi ini mempunyai beberapa keuntungan jika dibandingkan dengan sistem *pressure*. Pada sistem gravitasi, air yang disaring dilewatkan melalui bagian atas tangki sehingga tidak membutuhkan tekanan untuk menyaring dan tidak menyebabkan gesekan keras antara pasir, air dan dinding tangki yang dapat menimbulkan pecahnya tangki akibat tekanan. Partikel tersebut akan tertahan oleh butiran pasir dan kerikil, air yang lolos merupakan air yang jernih dan bersih yang kemudian ditampung dalam bak penampung air bersih. Dari bak penampung air bersih kemudian dipompa ke bak distribusi untuk mendistribusikan ke masing-masing unit.

Untuk mendapatkan air sanitasi dari bak air bersih kemudian ditambahkan desinfektan (kaporit/ $\text{Ca}(\text{OCl})_2$) untuk membunuh kuman-kuman dan bakteri yang merugikan selanjutnya dipompa dan ditampung dalam bak air sanitasi. Air sanitasi dipompa dan dapat digunakan untuk keperluan laboratorium, kantor, masak, mandi, mencuci, taman dan sebagainya. Untuk air pendingin, air dari bak air bersih dipompa menuju bak air pendingin dan dapat digunakan untuk proses pendinginan dengan mendistribusikannya melalui pompa. Pada *atmospheric cooling tower* berfungsi untuk mendinginkan air

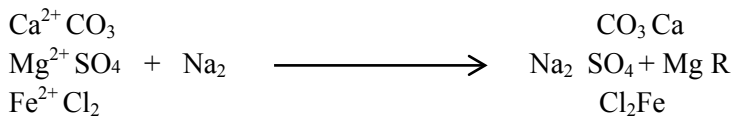


pendingin yang telah digunakan dan akan disirkulasi.

3. Pelunakan Air Untuk Mengurangi Kesadahan

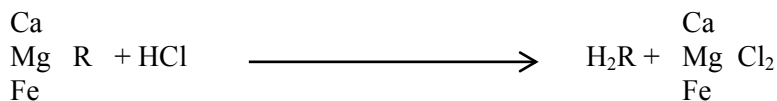
Ion exchanger terdiri dari kation dan anion *exchanger*. Pada kation *exchanger*, ion positif seperti Mg^{2+} dan Ca^{2+} diganti dengan ion Na^{2+} dari resin kation $[RNa_2]$, sedangkan pada anion *exchanger* ion negatif seperti Cl^- diikat oleh resin basa kuat $[ROH]$. Reaksi yang terjadi pada reaksi demineralisasi yaitu :

o Kation exchanger



Resin akan jenuh setelah bekerja selama 36 jam yang ditunjukkan dengan kenaikan konduktivitas anion, penurunan FMA [*free mineral acid*], kenaikan pH, *total hardness* lebih besar dari 0.

Untuk efektifitas operasi, unit ini juga dilengkapi dengan fasilitas regenerasi untuk mengembalikan kemampuan resin, yaitu dengan menambahkan larutan HCl ke dalam kation *exchanger* dan larutan NaOH untuk anion *exchanger*. Regenerasi yang terjadi yaitu : Kation *exchanger*, dengan menggunakan HCl 5%



VI.5. Penentuan Kebutuhan Air pada Pabrik LPG

Kebutuhan air pada pabrik LPG dapat dihitung berdasarkan penggunaan dalam lingkungan pabrik, yang terdiri dari:

1) Air sanitasi

Menurut Metcalf et.al (1991) kebutuhan air domestik untuk tiap orang adalah 40-100 liter/hari. Untuk keperluan sanitasi dibutuhkan 0,1 m³/hari untuk tiap karyawan.

(Diambil 100 liter per hari)

$$\begin{aligned} \text{Untuk 200 orang karyawan} &= 200 \times 0,1 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 20 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 0,833 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$



$$= 833 \text{ liter/jam}$$

$$= 20.000 \text{ liter/hari}$$

Asumsi kebutuhan air sanitasi pada laboratorium dan lain-lain sekitar 50% dari kebutuhan air sanitasi karyawan.

$$\text{Maka} \quad = 0,5 \times 833 \text{ liter/jam}$$

$$= 416,5 \text{ liter/jam}$$

$$= 9996 \text{ liter/hari}$$

Jadi, kebutuhan air sanitasi keseluruhan adalah

$$\text{Kebutuhan air sanitasi} = 833 + 416,5 \text{ (liter/jam)}$$

$$= 1250 \text{ liter/jam}$$

$$= 29988 \text{ liter/hari}$$

$$= 29,98 \text{ m}^3/\text{hari}$$

2) Air pendingin (*cooling water*)

Dari appendix B, kebutuhan air pendingin pada pabrik ini meliputi:

No.	Nama peralatan	Kebutuhan Air (kg/hari)
1.	Cooler (E-111)	9,86
2.	Condenser (E-412)	878.739,091
3.	Mixed Refrigerant (E-410)	1.781.432,393
4.	Cold Box/Chiller (E-420)	5.535.172,206
Total		8.195.353,550

Menghitung kebutuhan air pendingin:

$$\rho \text{ H}_2\text{O} \text{ pada suhu } 30^\circ\text{C} = 995,68 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Maka total kebutuhan air pendingin} &= \frac{\text{massa H}_2\text{O}}{\rho \text{ H}_2\text{O}} \\ &= \frac{8195353,550}{995,68} \\ &= 8230,911 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

Untuk menghemat pemakaian air pendingin, maka dilakukan *recycle* air pendingin. Diasumsikan 90% dari total kebutuhan air pendingin kembali ke cooling tower. Air pendingin yang di-*recycle* :

$$= 90\% \times 8230,911 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$= 7407,82 \text{ m}^3/\text{hari}$$



Jadi, kebutuhan air pendingin yang diambil dari air sungai sebesar 10% dari kebutuhan total air pendingin:

$$= 10\% \times 8230,911 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$= 823,091 \text{ m}^3/\text{hari}$$

3) Air boiler (*boiler water*)

Dari Apendiks B, diperoleh data kebutuhan *steam* untuk unit *heater* beserta unit proses utama adalah sebagai berikut:

No.	Nama peralatan	Kebutuhan Air (kg/hari)
1.	Reboiler (E-121)	350,983
2.	Reboiler 2 (E-131)	296,201
3.	Deethanizer (D-310)	382,856
4.	Debutanizer (D-320)	501,533
Total		1.531,573

Menghitung kebutuhan air boiler:

$$\rho \text{ steam pada suhu } 148^\circ\text{C} = 0,525 \text{ kg/m}^3 \text{ (Geankoplis, 2003)}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka total kebutuhan air boiler} &= \frac{\text{massa H}_2\text{O}}{\rho \text{ steam}} \\ &= \frac{1531,573}{0,525} \\ &= 2917,282 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

Air boiler yang di-*recycle* sejumlah 80% dari kebutuhan boiler:

$$= 0,8 \times 2917,282 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$= 2333,826 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Jadi, kebutuhan air boiler yang diambil dari air sungai sebesar 20% dari kebutuhan total air boiler :

$$= 0,2 \times 2333,826 \text{ m}^3/\text{hari} = 466,765 \text{ m}^3/\text{hari}$$

- Total awal kebutuhan air:

= air sanitasi + air pendingin + air umpan boiler

$$= (29,98 + 8230,911 + 2917,282) \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$= 11178,173 \text{ m}^3/\text{hari}$$

- Total air yang di-*recycle*:



-
- Air Pendingin : $90\% \times \text{total air pendingin} = 7407,82 \text{ m}^3/\text{hari}$
 - Air boiler : $80\% \times \text{total air boiler} = 2333,826 \text{ m}^3/\text{hari}$

Total air yang di-recycle = $(7407,82 + 2333,826) \text{ m}^3/\text{hari}$
= $9741,646 \text{ m}^3/\text{hari}$

- Make up Water:

- Air Pendingin : $10\% \times \text{total air pendingin} = 823,091 \text{ m}^3/\text{hari}$
 - Air boiler : $20\% \times \text{total air boiler} = 466,765 \text{ m}^3/\text{hari}$
- Total air yang sungai yang di dibutuhkan
= $(823,091 + 466,765) \text{ m}^3/\text{hari}$
= $1289,856 \text{ m}^3/\text{hari}$

Keseluruhan air yang dibutuhkan (diambil dari sungai):

- Air sanitasi = $29,98 \text{ m}^3/\text{hari}$
- Air pendingin = $823,091 \text{ m}^3/\text{hari}$
- Air boiler = $466,765 \text{ m}^3/\text{hari}$

TOTAL = $1319,836 \text{ m}^3/\text{hari}$

BAB VII

KESEHATAN DAN KESELAMATAN KERJA

Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) merupakan program yang mutlak harus dikerjakan dalam setiap perusahaan sebagai upaya pencegahan dan pengendalian kerugian akibat kecelakaan, kerusakan saran perusahaan, serta kerusakan lingkungan. Penerapan K3 di lingkungan pabrik LPG ini sebagai usaha penjabaran Undang-undang No. 1 tahun 1970 dan peraturan mengenai K3 yang lainnya dalam rangka perlindungan terhadap seluruh asset perusahaan, baik sumber daya manusia (SDM) maupun faktor produksi yang lainnya.

VII.1. Tujuan K3

Tujuan dari adanya K3 (Keselamatan dan Kesehatan Kerja) adalah menciptakan system K3 di tempat kerja dengan melibatkan unsur manajemen, tenaga kerja, kondisi, dan lingkungan kerja yang terintegrasi dalam rangka mencegah terjadinya kecelakaan dan penyakit akibat kerja serta terciptanya tempat kerja yang aman, nyaman, efisien, dan produktif.

VII.2. Penyebab dan Akibat Kecelakaan Kerja

Menurut *Suma'mur (1989)*, bahaya atau kecelakaan kerja yang dapat terjadi di lingkungan kerja pabrik LPG, yaitu:

1. Bahaya kebakaran

Kebakaran dapat terjadi karena beberapa hal, antara lain aliran pendek arus listrik, penggunaan/penyalaaan api di area pabrik (misalnya: merokok), penggunaan alat-alat yang menghasilkan percikan api (contoh: alat las) di area bebas api/percikan api, tata ruangan yang buruk, pengoperasian mesin yang salah, dan *maintenance* yang buruk.

2. Ledakan

Ledakan pada alat – alat industri dapat disebabkan oleh desain alat yang salah/kurang tepat, dan pengoperasian peralatan yang tidak tepat.

Kecelakaan kerja pada pabrik LPG dapat berakibat:

1. Proses produksi berhenti
2. Kerugian material yang besar pada industri



VII-2

Bab VII Kesehatan dan Keselamatan Kerja

3. Keselamatan dan kesehatan karyawan dan masyarakat sekitar pabrik terancam
4. Pencemaran lingkungan
5. Kerusakan pada alat-alat pabrik

VII.3 Usaha-usaha Kesehatan dan Keselamatan Pabrik

Menurut *Suma'mur (1989)*, bahaya lingkungan kerja, baik fisik maupun kimiawi, perlu dikendalikan dengan cara:

- 1) Pengendalian secara teknik (*mechanical/engineering control*)
- 2) Pengendalian secara administratif (*administrative control*)
- 3) Alat pelindung diri (*personal protective equipment*)

Pengendalian secara teknik (*mechanical / engineering control*)

Beberapa pengendalian secara teknik dari K3 Pabrik LPG adalah sebagai berikut:

1. Tangki
 - Pemilihan material dengan *corrosion allowable* yang tepat (disesuaikan dengan kondisi operasi)
 - Pemasangan *manhole* dan *handhole* untuk inspeksi dan *maintenance*
 - Pemasangan *level gauge* pada tangki penutup
 - Pemasangan *pressure receiving device* untuk tangki bertekanan
 - Pemasangan tangga sekaligus ada pegangannya, *manhole* dan *handhole* untuk inspeksi dan *maintenance*
 - *Atmospheric storage tank* dilengkapi dengan ventilasi
 - Sirkulasi udara harus baik
 - Penggunaan pakaian anti asam, masker gas, sarung tangan, dan sepatu karet untuk tangki H_2SO_4
 - Pemasangan tanda bahaya di sekitar tangki
2. Perpipaan
 - Perpipaan diletakkan di atas tanah untuk mempermudah identifikasi kebocoran pipa
 - Susunan *valve* dan perpipaan diatur dengan baik sehingga sangat membantu *safety* dan diatur sedemikian rupa supaya transportasi tidak terganggu. Pada perpipaan diberi warna



yang berbeda, fluida panas pipa berwarna merah, sedangkan untuk fluida dingin menggunakan pipa berwarna biru

- Pipa *steam* dilosped dan dipasang *block valve* sehingga steam bisa didatangkan dari berbagai arah seandainya terjadi kerusakan pada pipa *steam*
- Pemasangan *fire stop* pada semua sistem pengeluaran untuk mencegah penyebaran kebakaran.
- Pemasangan isolasi yang baik untuk pipa *steam* dan pipa air panas agar tidak terjadi luka bakar bila tersentuh oleh karyawan atau petugas, serta mencegah panas yang hilang
- Pemasangan dan pengendalian sambungan pipa yang baik

3. Unit Proses

- Pada daerah di sekitar unit proses terdapat rambu-rambu peringatan tentang daerah berbahaya
- Pekerja pada bagian unit proses diharuskan menggunakan sarung tangan dan *safety helmet*
- Setelah diadakan pembersihan, unit proses harus dites tekanan dan suhu untuk mencegah *over stressing*
- Pemasangan tangga dan ada pegangannya untuk mempermudah dalam pengontrolan tangki unit proses.

Pengendalian secara administratif (*administrative control*)

Beberapa pengendalian secara administratif dari K3 Pabrik LPG adalah sebagai berikut :

- Pelatihan dan pemberian informasi tentang K3 pada pekerja
- *Good housekeeping* (pemeliharaan kebersihan dan kerapian tempat kerja)
- Penyediaan alat pelindung diri yang memadai
- Penyediaan sarana kesehatan bagi karyawan seperti poliklinik pabrik
- Pemasangan petunjuk/informasi tentang K3 yang harus dilakukan oleh setiap orang yang berada di kawasan pabrik, misalnya: petunjuk pemakaian penutup telinga pada daerah bising, dan lain-lain
- Pemberian sanksi pada pekerja yang tidak melaksanakan K3



VII-4

Bab VII Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Beberapa pengendalian secara teknik dari K3 Pabrik LPG adalah sebagai berikut :

- Perencanaan dan pengaturan tata ruang pabrik yang tepat.
- Pengenalan MSDS bahan yang digunakan dan diproduksi pada pabrik LPG.
- Penyediaan sistem tanda kebakaran/bahaya (alarm) dalam pabrik.
- Pemberian kode-kode bahaya pada setiap peralatan di pabrik seperti kode tangki bertekanan tinggi, tangki penyimpanan bahan kimia berbahaya, dan lain sebagainya.
- Penyediaan ventilasi udara yang baik.
- Penyediaan jalan darurat untuk evakuasi pekerja pabrik.
- Pemasangan alat pelacakan atau peringatan dini seperti detektor asap, detektor gas.
- Penyediaan alat pemadam kebakaran serta unit pemadam kebakaran yang memadai.
- Pengawasan/pengontrolan alat dan proses produksi secara kontinyu.
- Pelaksanaan Maintenance secara proactive dan kontinyu.
- Penanganan secara khusus alat – alat yang beresiko menyebabkan kecelakaan kerja seperti isolasi pada pipa steam, pengecatan pipa sesuai dengan sifat/karakteristik bahan dan lain-lain.

Alat pelindung diri (*Personal Protective Equipment*)

Alat pelindung diri perlu dipilih agar dapat memenuhi beberapa ketentuan yaitu:

- Harus dapat memberikan perlindungan terhadap bahaya yang spesifik oleh pekerja.
- Beratnya harus ringan mungkin.
- Harus dapat dipakai secara fleksibel.
- Bentuknya harus cukup menarik.
- Tidak mudah rusak.
- Tidak menimbulkan bahaya-bahaya tambahan bagi pemakainya.
- Harus memenuhi ketentuan dari standar yang telah ada.
- Tidak terlalu membatasi gerakan dan persepsi sensoris pemakainya.



- Suku cadangnya harus mudah diperoleh sehingga pemeliharaan alat pelindung diri dapat dilakukan dengan mudah.

(Suma'mur, 1989)

Adapun usaha yang dilakukan untuk mencegah kecelakaan kerja pada pabrik LPG ditinjau dari :

Bahan baku

Gas Alam

- Memakai alat pelindung mata.
- Memakai alat pelindung pernapasan atau masker gas.
- Memakai alat pelindung tangan atau sarung tangan.
- Memakai pelindung kaki atau sepatu boot.

DEA

- Memakai alat pelindung pernapasan atau masker.
- Memakai alat pelindung tangan atau sarung tangan.
- Memakai pelindung kaki atau sepatu boot.

TEG

- Memakai alat pelindung pernapasan atau masker.
- Memakai alat pelindung tangan atau sarung tangan.
- Memakai pelindung kaki atau sepatu boot.

Alat

Pompa

- Bagian “*propeller*” dilengkapi dengan “*casting*”.
- Bagian kopling (yang menghubungkan “*propeller*” dan motor) harus selalu tertutup dan dilengkapi dengan strainer (saringan atau filter) yang digunakan untuk menyaring kotoran agar tidak masuk pompa.
- Harus cek valve secara berkala untuk mencegah timbulnya aliran balik.
- Diletakkan pada lantai dasar untuk keselamatan dan untuk kemudahan operator.



VII-6

Bab VII Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Absorber dan Glycol Contactor

- Dilengkapi pagar pembatas untuk keselamatan pekerja.
- Dijaga kemungkinan terjadinya kebocoran gas CO₂ dan H₂S (pada proses absorpsi).

Heater atau Cooler

- Dilengkapi dengan valve pada “*Exchanger*” tersebut.
- Dipasang “*drain hole*” secukupnya untuk pembersihan.
- Harus selalu diadakan tes, baik terhadap material, kebocoran dan lain-lainnya pada waktu-waktu tertentu.

Boiler

- Dilengkapi dengan isolasi.
- Dilengkapi dengan “*Pressure Safety Valve*” (untuk mengukur tekanan pada boiler)

Individu/pekerja

Bin dan Hopper

- Memakai alat pelindung kepala atau *safety helmet*.
- Memakai alat pelindung kaki atau sepatu karet.
- Memakai alat pelindung tangan atau sarung tangan.
- Memakai alat pelindung pernapasan atau masker

Absorber / Glycol Contactor

- Memakai alat pelindung kepala atau *safety helmet*.
- Memakai alat pelindung kaki atau sepatu karet.
- Memakai alat pelindung tangan atau sarung tangan.
- Memakai alat pelindung pernapasan atau masker

Kolom Distilasi

- Memakai alat pelindung kepala atau *safety helmet*.
- Memakai alat pelindung kaki atau sepatu karet.
- Memakai alat pelindung tangan atau sarung tangan.
- Memakai alat pelindung pernapasan atau masker.



VII.4 *Flare Gas Recovery* pada Pabrik LPG

Flare Gas Recovery adalah salah satu metode yang digunakan untuk menurunkan *flare loss* dengan cara me-recover *flare gas* sebagai usaha keselamatan pabrik agar tidak terjadi ledakan dikarenakan *flare gas* berlebih. Pencegahan dan penanggulangan gas flare yang nantinya dibakar di cerobong yang bersifat statis. Gas flare biasanya merupakan gas yang mengandung sentawa pengotor dan aditif namun biasanya kandungannya dibawah ambang batas gas buang.

Sistem *flare gas recovery* dengan emisi lebih rendah dilakukan dengan me-recover flare gas sebelum dibakar di flare. Sistem *recovery unit* harus memproses *flare gas* secara aman dan efisien. *Flare Gas Recovery Unit* ini juga dapat menurunkan emisi kilang dari produk samping pembakaran seperti NO_x , CO, dan CO_2 . *Flare Gas Recovery Unit* memberikan keuntungan bagi suatu unit proses, yaitu :

- Menurunkan *flare loss*
- Menurunkan *fuel consumption*
- Menurunkan *steam consumption*
- Meningkatkan *flare tip life*.
- Menurunkan emisi dari operasi kilang.

Berikut metode yang digunakan untuk menurunkan *flare loss*:

1. *Review* kondisi peralatan proses untuk *minimize* bukaan *control valve* yang ke *flare*.
2. Mengidentifikasi valve yang bocor ke *flare* secara terus menerus dan lakukan perbaikan.
3. Pertimbangan pemasangan *flare gas recovery*.

VII.5 Pencegahan dan Penanggulangan Kebakaran Pabrik LPG

VII.5.1 Fasilitas Pencegahan Kebakaran

Pencegahan kebakaran adalah suatu metode dan usaha yang terlebih dahulu dilakukan untuk menyelamatkan dan memberikan perlindungan terhadap aset yang ada, baik berupa fasilitas, material dan atau manusia. Pencegahan kebakaran pada pabrik LPG ini dapat berupa pemasangan alat pendeteksi, antara lain:



VII-8

Bab VII Kesehatan dan Keselamatan Kerja

- a) *Gas detector*, untuk mendeteksi adanya kandungan gas di udara
- b) *Spill detector*, untuk mendeteksi kebocoran LPG
- c) *Heat detector*, untuk mendeteksi adanya panas
- d) *Smoke detector*, bekerja bila ada asap dari hasil pembakaran atau akibat konsleting (hubungan pendek)
- e) *UV/IV detector*, untuk mendeteksi api

VII.5.2 Fasilitas Penanggulangan Kebakaran

Fire protection system merupakan sarana pemadam/penanggulangan kebakaran yang berguna untuk memberikan perlindungan terhadap suatu tempat/fasilitas secara tepat dan cepat. Beberapa sarana pemadam kebakaran pada pabrik LPG ini adalah:

- a) *Water sprinkle/spray system*, memberikan perlindungan terhadap pabrik terhadap paparan radiasi panas, dengan pemberian air bertekanan ke seluruh permukaan yang dilindungi.
- b) *Water deluge system*, memberikan perlindungan dengan cara membanjiri air ke seluruh dinding atau permukaan pabrik.

BAB VIII INSTRUMENTASI

VIII.1 Instrumentasi Secara Umum dalam Industri

Instrumentasi merupakan fungsi pendukung dari jalannya suatu proses, yang mengawasi dan mengendalikan suatu kondisi operasi sesuai dengan variabel proses yang diinginkan. Tujuan dari pemasangan alat instrumentasi adalah:

1. Menjaga suatu proses instrumentasi agar dapat tetap aman, yaitu dengan cara :
 - a. Mendeteksi adanya kondisi yang berbahaya sedini mungkin dan membuat tanda- tanda bahaya secara *interlock* otomatis jika kondisi kritis muncul.
 - b. Menjaga variabel-variabel proses berada pada batas kondisi yang aman.
2. Menjaga jalannya suatu proses produksi agar sesuai dengan yang dikehendaki.
3. Menekan biaya produksi serendah mungkin untuk tetap memperhatikan faktor-faktor kimianya atau efisiensi kerja.
4. Menjaga kualitas dari produk agar tetap berada dalam standart yang telah ditetapkan.

Variabel pengendalian proses dapat dilakukan secara manual maupun secara otomatis. Pengaturan secara manual, biasanya peralatan yang dikontrol hanya diberi instrument penunjuk atau pencatan saja, sedangkan untuk pengendalian secara otomatis diperlukan beberapa elemen, yaitu :

- *Sensor*

Sensor adalah suatu alat yang sangat sensitif terhadap perubahan besaran fisik yang terjadi dalam suatu proses.

- *Elemen penguat*

Elemen penguat berfungsi untuk mengubah perubahan besaran fisik yang dideteksi oleh sensor menjadi signal yang dapat dibaca oleh controller.

- *Controller*

Controller merupakan elemen yang berfungsi mengatur besaran proses agar tetap sesuai dengan kondisi



yang dikehendaki (sesuai dengan *set point* yang diinginkan) agar peralatan produksi dapat beroperasi secara optimum.

- ***Element pengontrol akhir***

Element yang berfungsi untuk mewujudkan signal koreksi dari controller menjadi aksi yang dapat mengembalikan kondisi variabel proses ke harga yang telah ditetapkan.

Faktor-faktor yang diperlukan dalam pemilihan instrumentasi adalah :

- a. Sensitivitas
- b. Kemudahan untuk membaca data
- c. Akurasi
- d. *Precision*
- e. Bahan konstruksi serta pengaruh pemasangan peralatan instrumentasi pada kondisi proses.
- f. Faktor – faktor ekonomi

Alat-alat kontrol yang digunakan secara umum dalam industri antara lain :

- ***Pengatur suhu***

- 1) *Temperature Indicator (TI)*

Fungsi : untuk mengetahui temperatur operasi pada alat dengan pembacaan langsung pada alat ukur tersebut. Jenis temperatur indikator antara lain: termometer , termokopel

- 2) *Temperature Controller (TC)*

Fungsi : mengendalikan atau mengatur temperatur operasi sesuai dengan kondisi yang diminta.

- ***Pengaturan Tekanan***

- 1) *Pressure Indicator (PI)*

Fungsi : untuk mengetahui tekanan operasi pada alat dengan pembacaan langsung pada alat ukur tersebut. Jenis pressure indikator antara lain : pressure gauge

- 2) *Pressure Controller (PC)*

Fungsi : mengendalikan atau mengatur tekanan operasi sesuai dengan kondisi yang diminta.



- **Pengatur aliran**

- Flow Controller (FC)*

- Fungsi : Menunjukkan dan mengendalikan laju suatu aliran dalam suatu peralatan seperti yang telah ditetapkan. Jenis flow controller yaitu Control valve

- **Pengatur tinggi permukaan**

- 1) *Level Indicator (LI)*

- Fungsi : menunjukkan tinggi permukaan fluida pada suatu cairan

- 2) *Level Indicator Controller (LIC)*

- Fungsi: Sebagai alat penunjukkan untuk mengetahui ketinggian operasi dan untuk mengendalikan atau mengatur level operasi agar sesuai dengan kondisi yang diinginkan.

VIII.2 Instrumentasi dalam Pabrik LPG

Berikut ini macam–macam instrumentasi yang digunakan pada pabrik LPG :

Tabel VIII.1. Instrumentasi dalam Pabrik LPG

Alat	Sistem Instrumentasi	Fungsi
<i>Absorber dan Glycol Contactor</i>	Level Indicator (LI)	Menunjukkan ketinggian dari bahan yang masuk ke dalam kolom <i>Absorber dan Glycol Contactor</i> .
<i>Stripper dan Regenerator</i>	Level Indicator (LI)	Menunjukkan ketinggian dari bahan yang masuk ke dalam kolom <i>Stripper dan Regenerator</i>
	Temperature Controller (TC)	Mengontrol suhu dari <i>Stripper dan Regenerator</i> dengan cara mengatur flow rate dari steam yang masuk.
<i>Deethanizer dan Debutanizer</i>	Level Indicator (LI)	Menunjukkan ketinggian dari bahan yang masuk ke dalam kolom <i>Deethanizer dan Debutanizer</i> .
	Pressure	Mengontrol tekanan reflux gas

VIII-4

Bab VIII Instrumentasi



	Controller (PC)	yang akan kembali ke dalam kolom <i>Deethanizer</i> dan <i>Debutanizer</i>
--	-----------------	---

BAB IX

PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA

Pengolahan limbah dilakukan karena berorientasi pada akibat yang ditimbulkan dalam lingkungan terutama pada daerah sekitar industri maupun efek keseluruhan untuk semua lingkungan. Dengan prinsip pencegahan dan penanggulangan pencemaran harus dapat menjamin terpeliharanya kepentingan umum dan keseimbangan lingkungan, dengan tetap memperhatikan kepentingan pihak industri. Limbah pabrik LPG yang dihasilkan ada 1 jenis yaitu limbah gas.

IX.1 Upaya Minimalisasi Limbah Pabrik LPG

Timbunan limbah dari aktivitas pabrik LPG ini dapat diklasifikasikan dalam jenis limbah Berbahaya dan Beracun (B3). Dalam pengelolaan limbah, pabrik LPG ini menerapkan prinsip pada PT. Badak NGL yaitu prinsip 3R (*Reduce, Reuse, Recycle*) sebagai upaya meminimalisasi limbah.

a) *Reduce*

Prinsip ini dapat dilakukan dengan penerapan peningkatan kinerja prosedur standar operasi yang ketat untuk pencegahan tumpahan bahan-bahan kimia. Selain itu, dapat diterapkan *paperless system* (menerapkan dokumentasi elektronik) untuk mengurangi pemakaian kertas.

b) *Reuse*

Prinsip ini dapat direapkan juga pada proses regenerasi larutan Amine pada *Acid Gas Removal Unit*, proses regenerasi air untuk umpan boiler, pemanfaatan kembali air sungai untuk proses pendinginan serta pemanfaatan kembali *scrap material*.

c) *Recycle*

Prinsip *recycle* diterapkan untuk mengelola minyak pelumas bekas. tahap awal dari proses daur ulang adalah proses pemisahan air dan pengotor lain dari minyak pelumas bekas. Tahap berikutnya yaitu proses daur ulang dilakukan dengan cara kerja sama dengan perusahaan pengelola minyak



pelumas bekas yang memiliki lisensi dari Kementerian Lingkungan Hidup.

IX.2 Sumber dan Penanganan Limbah Pabrik LPG

1) Limbah Gas

Limbah gas pada pabrik ini berasal dari proses *acid gas removal*. Limbah gas berupa H_2S dari kilang ini diolah di *sulfur recovery unit* sebagai bahan baku asam sulfat. Sedangkan limbah gas berupa CO_2 dapat diolah menjadi *dry ice*, pemadam kebakaran, atau dijual pada pabrik soda.

BAB X

KESIMPULAN

Dari rancangan pabrik LPG dari *Natural Gas* yang kami buat, maka dapat disimpulkan sebagai berikut:

1. Rencana Operasi
Pabrik LPG ini beroperasi secara *semi-continue* selama 24 jam dalam 330 hari.
2. Kapasitas Produksi
Kapasitas produksi dari pabrik LPG ini adalah sebesar 7323,23 kg/jam dengan LPG yang dihasilkan adalah sebesar 96%.
3. Bahan Baku
Bahan baku utama dari pabrik LPG ini adalah *Natural Gas* dengan jumlah sebesar 35951,5 kg/jam. Sedangkan untuk bahan baku pendukung yang diperlukan antara lain:
DEA : 8120,36 kg/jam
TEG : 3306,59 kg/jam
4. Proses
Proses produksi LPG dilakukan dengan metode *Cryogenic*; metode penghilangan *impurities* bahan baku menggunakan larutan *amine* dan *glycol*, dan untuk menghasilkan produk LPG menggunakan unit *Mixed Refrigerant*.
5. Utilitas
Untuk utilitas pabrik, diperlukan antara lain:
Air sanitasi : 29,98 m³/hari
Cooling water : 2333,826 m³/hari
Boiler feed water : 2917,282 m³/hari
Make-up water : 1289,856 m³/hari
Listrik : 454,832 hp/hari
6. Limbah
Limbah yang dihasilkan selama proses produksi LPG berupa:
Gas CO₂ : *dry ice*, pemadam kebakaran, bahan baku pabrik soda
Gas H₂S : bahan baku pembuatan asam sulfat

DAFTAR PUSTAKA

- Academia. (2014, Juni). *Perancangan Pabrik LPG*. Retrieved Desember 28, 2014, from <http://www.academia.edu>
- Akrom. (2009, Maret 11). *Pengetahuan Umum Tentang Gas Alam*. Retrieved Desember 24, 2014, from <https://eyesbeam.wordpress.com>
- Cahyono. (2011). *Mengenal Elpiji*. Retrieved Desember 21, 2014, from <https://amanlpg.wordpress.com>
- Chaudhuri, U. R. (2011). *Fundamentals of Petroleum and Petrochemical Engineering*. London: Taylor & Francis Group.
- Chopey, N. P. (2004). *Handbook of Chemical Engineering Calculations*. New Jersey: McGraw-Hill.
- Kartya. (2010, Januari 25). *PERANAN KONVERSI MINYAK TANAN KE GAS LPG (PROPOSAL SKRIPSIKU)*. Retrieved Desember 19, 2014, from <https://kartya87.wordpress.com>
- Kern, D. Q. (1950). *Process Heat Transfer*. Singapore: McGraw-Hill.
- Kidney, A. J. (2006). *Fundamental of Natural Gas Processing*. New York: Taylor & Francis Group.
- Kompasiana. (2014, April 28). *Kebutuhan LPG Meningkat Pertamina Impor 60% GAS LPG*. Retrieved Desember 19, 2014, from <http://regional.kompasiana.com>
- Ludwid, E. E. (2004). *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*. Boston: Gulf Professional Publishing.
- McCabe, W. L. (1993). *Unit Operations of Chemical Engineering*. McGraw-Hill.
- Meyers, R. A. (1997). *Handbook of Petroleum Refining Processes*. New York: McGraw-Hill.
- Perry, R. H. (2008). *Perry's Chemical Engineers Handbook*. Kansas: McGraw-Hill.

- Richardson, C. (1993). *Chemical Engineering Design*. Amsterdam: Elsevier Butterworth-Heineman.
- Sagama, P. (2014, Juni). Retrieved Desember 29, 2014
- Seader, J. D. (2009). *Product and Process Design Principles*. Washington D.C.: John Wiley & Sons, Inc.
- Speight, J. G. (2007). *Natural Gas A Basic Handbook*. Houston: Gulf Publishing Company.
- Tarigan. (2010). Chapter I. 5.
- Tempo. (2014, April 22). *Konsumsi LPG Naik, Impor Bakal Meningkat*. Retrieved Desember 19, 2014, from <http://www.tempo.co>
- Timmerhaus, K. D. (1991). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. Colorado: McGraw-Hill.
- Treybal, R. E. (1980). *Mass Transfer Operation*. Singapore: McGraw-Hill.
- Wikipedia. (2013, Juli 16). *Etana*. Retrieved Desember 23, 2014, from <http://id.wikipedia.com>
- Wikipedia. (2014, Oktober 15). *Butana*. Retrieved Desember 23, 2014, from <http://id.wikipedia.com>
- Wikipedia. (2014, Januari 14). *Elpiji*. Retrieved Desember 23, 2014, from <http://id.wikipedia.com>
- Wikipedia. (2014, Oktober 7). *Gas Alam*. Retrieved Desember 28, 2014, from <http://id.wikipedia.com>
- Wikipedia. (2014, Mei 6). *Metana*. Retrieved Desember 23, 2014, from <http://id.wikipedia.com>
- Wikipedia. (2014, September 1). *Propana*. Retrieved Desember 24, 2014, from <http://id.wikipedia.com>

APPENDIKS A NERACA MASSA

Kapasitas Produksi

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas Produksi} &= 58000 \text{ ton LPG/tahun} \\ &= 7.32 \text{ ton/jam} = 7323.23 \text{ kg LPG/jam}\end{aligned}$$

Waktu Operasi

1 tah 330 hari

1 hari 24 jam

Perhitungan Feed Gas Alam

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas Produksi} &= 7323.23 \text{ kg LPG/jam} \\ 1 \text{ kg/jam} &= 1.42857 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 5126.26 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

Tabel A.1 Komposisi *Natural Gas*

Komponen	% Mol	BM
CH ₄	69	16
C ₂ H ₆	3.638	30
C ₃ H ₈	1.926	44
i-C ₄ H ₁₀	0.37	58
N-C ₄ H ₁₀	0.466	58
i-C ₅ H ₁₂	0.159	72
N-C ₅ H ₁₂	0.11	72
C ₆ H ₁₄	0.171	86
CO ₂	12.5	44
N ₂	1.938	28
H ₂ S	0.028	34
H ₂ O	9.81	18
TOTAL	100	

0

$$\begin{aligned}\text{Yield} &= 96 = 7628.37 \text{ kg/jam} \\ \text{Basis Perhitungan Feed Natural Gas} &= 35951.5 = 703 \text{ kmol/jam}\end{aligned}$$

Tabel A.2 Perhitungan Komposisi *Natural Gas*

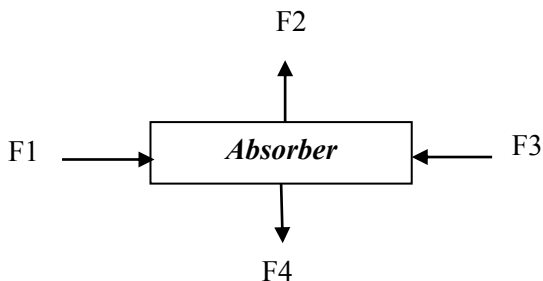
Komponen	% Mol	Laju (Kmol/jam)	Laju (Kg/jam)	Fraksi Mol
CH ₄	69	485.3654175	7765.846681	0.69
C ₂ H ₆	3.638	25.59071578	767.7214735	0.03638
C ₃ H ₈	1.826	12.84459786	565.1623059	0.01826
i-C ₄ H ₁₀	0.374	2.630821249	152.5876324	0.00374
N-C ₄ H ₁₀	0.446	3.13728951	181.9627916	0.00446
i-C ₅ H ₁₂	0.159	1.118450745	80.52845362	0.00159
N-C ₅ H ₁₂	0.11	0.773770955	55.7115088	0.0011
C ₆ H ₁₄	0.171	1.202862122	103.4461425	0.00171
CO ₂	12.5	87.92851767	3868.854777	0.125
N ₂	1.938	13.63243738	381.7082466	0.01938
H ₂ S	0.028	0.19695988	6.696635906	0.00028
H ₂ O	9.81	69.00630067	1242.113412	0.0981
TOTAL	100	703.4281414	15172.34006	1

1) Perhitungan Neraca Massa di *Absorber*

Fungsi: Menghilangkan kandungan gas CO₂ dan H₂S dari *Natural Gas*

Kondisi Operasi: T= 40 C, P= 30 atm

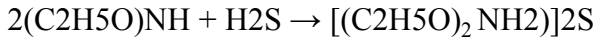
(*sumber: fundamental of petroleum*)



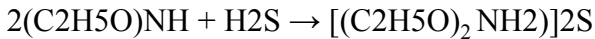
Asumsi :

1. Tidak ada gas hidrokarbon yang ikut terlarut dalam larutan diethanolamine
2. stripper efisiensi 100 %
3. DEA loss yang terikut dalam gas asam 1% dari DEA yang dibutuhkan

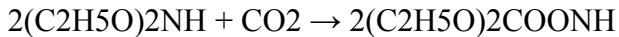
Reaksi yang terjadi



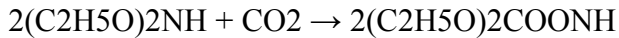
Asumsi konver 1 maka:



Mula-mula	0.37422	0.19696	
Bereaksi	0.37422	0.18711	
Sisa	0	0.00985	0.18711



Asumsi Konve 1 maka :



Mula-mula	167.064	87.9285	
Bereaksi	167.064	83.5321	
Sisa	0	4.39643	167.064

Menggunakan DEA 35% maka jumlah dea yang dibutuhkan dalam satuan Kmol/jam dan Kg/jam:

DEA 35 %: 167.438 Kmol/jam

mengandung	DEA 35%:	58.6034 Kmol/jam
	Air 65 %:	108.835 Kmol/jam
		167.438 Kmol/jam

DEA 35%:	58.6034 Kmol/jam	BM 105	6161.33 kg/jam
Air 65 %:	<u>108.835 Kmol/jam</u>	BM 18	<u>1959.03 kg/jam</u>
	167.438 Kmol/jam		8120.36 kg/jam

(*3) :

DEA loss yang terikut dalam gas asam 1% dari DEA yang dibutuhkan

DEA 35 %:	165.764 Kmol/jam
mengandung DEA 35%:	58.0174 Kmol/jam
Air 65 %:	<u>107.747 Kmol/jam</u>
	165.764 Kmol/jam

DEA 35%:	58.0174 Kmol/jam	BM 105	6099.72 kg/jam
Air 65 %:	<u>107.747 Kmol/jam</u>	BM 18	<u>1939.44 kg/jam</u>
	165.764 Kmol/jam		8039.16

jumlah DEA sol yang hilang :

DEA 35 %:	1.67438 Kmol/jam
mengandung DEA 35%:	0.58603 Kmol/jam
Air 65 %:	<u>1.08835 Kmol/jam</u>
	1.67438 Kmol/jam

DEA 35%:	0.58603 Kmol/jam	BM 105	61.6133 kg/jam
Air 65 %:	<u>1.08835 Kmol/jam</u>	BM 18	<u>19.5903 kg/jam</u>
			81.2036

Menghitung jumlah Kmol/jam dan Kg/jam yang beraksi:

1. CO ₂ :	83.5321 Kmol/jam	BM 44	3675.41 Kg/jam
2. H ₂ S :	0.18711 Kmol/jam	BM 34	6.3618 Kg/jam

Menghitung jumlah Kmol/jam dan Kg/jam yang sisa :

1.CO ₂ :	4.39643 Kmol/jam	BM: 44	193.443 Kg/jam
2.H ₂ S :	0.00985 Kmol/jam	BM: 34	0.33483 Kg/jam

Tabel A.3 Neraca Massa Masuk Absorber

Komponen	Masuk			
	Aliran 1		Aliran 3	
	(Kmol/jam)	(Kg/jam)	Kmol/jam	(Kg/jam)
CH ₄	485.3654175	7765.846681	0	0
C ₂ H ₆	25.59071578	767.7214735	0	0
C ₃ H ₈	12.84459786	565.1623059	0	0
i-C ₄ H ₁₀	2.630821249	152.5876324	0	0
N-C ₄ H ₁₀	3.13728951	181.9627916	0	0
i-C ₅ H ₁₂	1.118450745	80.52845362	0	0
N-C ₅ H ₁₂	0.773770955	55.7115088	0	0
C ₆ H ₁₄	1.202862122	103.4461425	0	0
CO ₂	87.92851767	3868.854777	0	0
N ₂	13.63243738	381.7082466	0	0
H ₂ S	0.19695988	6.696635906	0	0
H ₂ O	69.00630067	1242.113412	108.835	1959.03
DEA	0	0	58.6034	6161.33
Sub Total	703.4281414	15172.34006	167.438	8120.36
Total	23292.70097			

Neraca Massa Keluar Absorber

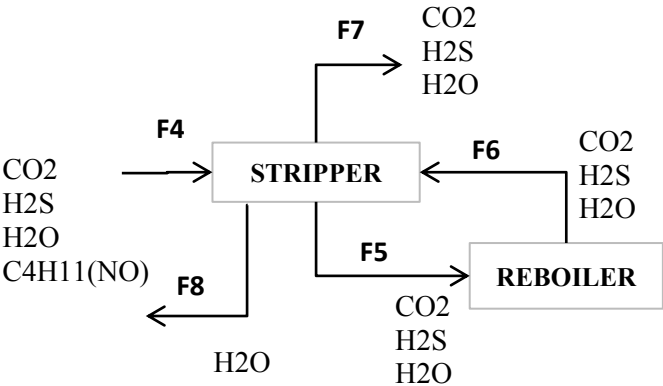
Komponen	Keluar			
	Aliran 4		Aliran 2	
	Kmol/jam	(Kg/jam)	Kmol/jam	(Kg/jam)
CH ₄	0	0	485.365	7765.85
C ₂ H ₆	0	0	25.5907	767.721
C ₃ H ₈	0	0	12.8446	565.162
i-C ₄ H ₁₀	0	0	2.63082	152.588
N-C ₄ H ₁₀	0	0	3.13729	181.963
i-C ₅ H ₁₂	0	0	1.11845	80.5285
N-C ₅ H ₁₂	0	0	0.77377	55.7115

C ₆ H ₁₄	0	0	1.20286	103.446
CO ₂	83.5321	3675.41	4.39643	193.443
N ₂	0	0	13.6324	381.708
H ₂ S	0.18711	6.3618	0.00985	0.33483
H ₂ O	108.835	1959.03	69.0063	1242.11
DEA	58.6034	6161.33	0	0
Sub Total	251.158	11802.1	619.709	11490.6
Total	23292.70097			

2) Perhitungan Neraca Massa di *Stripper*

Fungsi: Meregenerasi gas CO2 dan H2S dari pelarut DEA sehingga DEA dapat digunakan kembali

Kondisi Operasi: T= 40 C, P= 5 atm



Neraca Massa Masuk Stripper

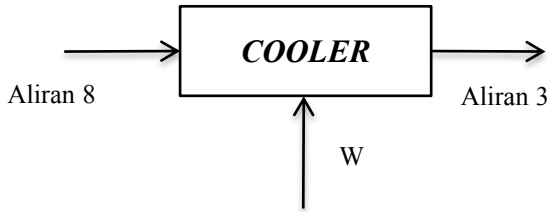
Komponen	Masuk	
	Aliran 4	
	(Kmol/jam)	(Kg/jam)
CH ₄	0	0
C ₂ H ₆	0	0
C ₃ H ₈	0	0
i-C ₄ H ₁₀	0	0

N-C ₄ H ₁₀	0	0
i-C ₅ H ₁₂	0	0
N-C ₅ H ₁₂	0	0
C ₆ H ₁₄	0	0
CO ₂	83.53209179	3675.412039
N ₂	0	0
H ₂ S	0.187111886	6.36180411
H ₂ O	108.8349648	1959.029366
DEA	58.60344257	6161.331538
Sub Total	251.157611	11802.13475
Total	11802.13475	

Neraca Massa Keluar Stripper

Komponen	Keluar			
	Aliran 8		Aliran 7	
	Kmol/jam	(Kg/jam)	Kmol/jam	(Kg/jam)
CH ₄	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0
i-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
N-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
i-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
N-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
C ₆ H ₁₄	0	0	0	0
CO ₂	0	0	83.5321	3675.41
N ₂	0	0	0	0
H ₂ S	0	0	0.18711	6.3618
H ₂ O	107.747	1939.44	1.08835	19.5903
DEA	58.0174	6099.72	0.58603	61.6133
Sub Total	165.764	8039.16	85.3936	3762.98
Total	11802.13475			

3. Cooler (E-111)



Neraca Massa Masuk Cooler

Komponen	Keluar			
	Aliran 8		w	
	Kmol/jam	(Kg/jam)	Kmol/jam	(Kg/jam)
CH ₄	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0
i-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
N-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
i-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
N-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
C ₆ H ₁₄	0	0	0	0
CO ₂	0	0	0	0
N ₂	0	0	0	0
H ₂ S	0	0	0	0
H ₂ O	107.747	1939.44	1.08835	19.5903
DEA	58.0174	6099.72	0.58603	61.6133
Sub Total	165.764	8039.16	1.67438	81.2036
Total	8287.799311			

Neraca Massa Keluar Cooler

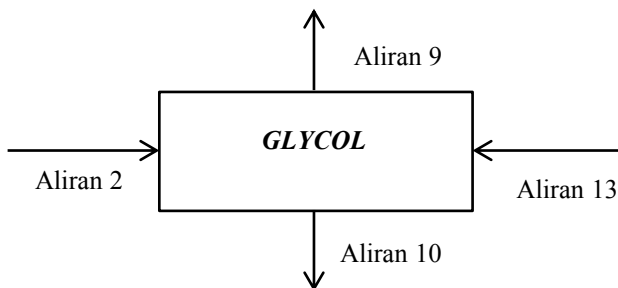
Komponen	Keluar	
	Aliran 3	
	(Kmol/jam)	(Kg/jam)
CH ₄	0	0

C ₂ H ₆	0	0
C ₃ H ₈	0	0
i-C ₄ H ₁₀	0	0
N-C ₄ H ₁₀	0	0
i-C ₅ H ₁₂	0	0
N-C ₅ H ₁₂	0	0
C ₆ H ₁₄	0	0
CO ₂	0	0
N ₂	0	0
H ₂ S	0	0
H ₂ O	108.8349648	1959.029366
DEA	58.60344257	6161.331538
Sub Total	167.4384073	8120.360904
Total	8287.799311	

4) Perhitungan Neraca Massa di *Glycol Contactor*

Fungsi: Menghilangkan kandungan gas H₂O dari *Sweet Gas*

Kondisi Operasi: T= 15-40 C, P= <68 atm



Densitas TEG	=	1.1255	kg/L
BM TEG	=	150	
Glycol requirment	=	100 %	(0.5 % air)
Gas Keluaran	=	>0,001 %	(air)
Siklus rate glycol	=	0.5 L TEG/Kg	H2O removed

$$\begin{aligned}
 1 \text{ gal TEG/lbm H}_2\text{O} &= 8.345401 \text{ L TEG/kg H}_2\text{O} \\
 \text{Sirkulasi rate glycol} &= 4.1727 \text{ L TEG/kg H}_2\text{O} \\
 &0.004173 \text{ M}^3 \text{ TEG/kg H}_2\text{O}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_{in} &= 1242.113 \text{ kg/jam} \\
 W_{out} &= 0.06 * W_{in} \\
 W_{out} &= 74.5268 \text{ kg/jam} \\
 W_{loss} &= 1167.587 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{TEG yang dibutuhkan} &= 5483.424 \text{ kg/jam} \\
 \text{Air di dalam TEG} &= 27.55489 \text{ kg/jam} \\
 \text{Asumsi Hidrokarbon terabsorb} &= 9.994 \%
 \end{aligned}$$

Catatan : Tidak ada reaksi pada absorpsi ini

Neraca Massa Masuk Glycol Contactor

Komponen	Aliran 2		Aliran 13	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
CH ₄	485.3654	7765.847	0.171	1.082648
C ₂ H ₆	25.59072	767.7215	12.5	3.957047
C ₃ H ₈	12.8446	565.1623	1.938	12.27001
i-C ₄ H ₁₀	2.630821	152.5876	0.028	0.008864
N-C ₄ H ₁₀	3.13729	181.9628	9.81	4.140378
i-C ₅ H ₁₂	1.118451	80.52845	100	499.8058
N-C ₅ H ₁₂	0.773771	55.71151	0	0
C ₆ H ₁₄	1.202862	103.4461	#REF!	#REF!
CO ₂	4.396426	193.4427	0	0
N ₂	13.63244	381.7082	0	0
H ₂ S	0.009848	0.334832	0	0
H ₂ O	69.0063	1242.113	1.530827	27.55489
TEG	0	0	304.6346	5483.424
Sub Total	619.7089	11490.57	#REF!	#REF!
TOTAL	#REF!			

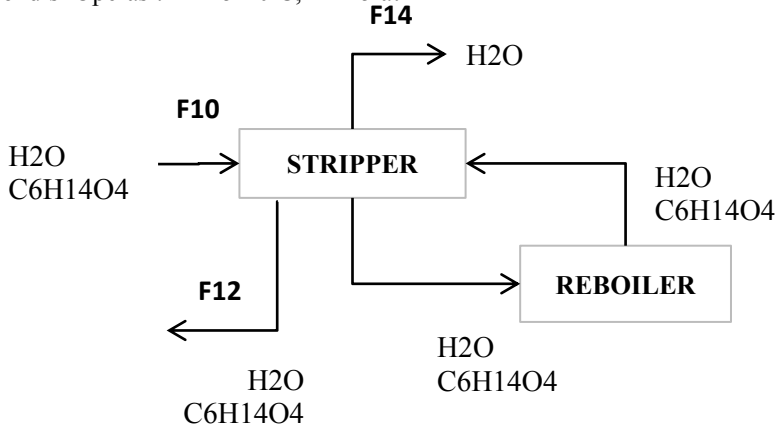
Neraca Massa keluar Glycol Contactor

Komponen	Aliran 10		Aliran 9	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
CH ₄	48.50742	776.1187	436.858	6989.728
C ₂ H ₆	2.557536	76.72608	23.03318	690.9954
C ₃ H ₈	1.283689	56.48232	11.56091	508.68
i-C ₄ H ₁₀	0.262924	15.24961	2.367897	137.338
N-C ₄ H ₁₀	0.313541	18.18536	2.823749	163.7774
i-C ₅ H ₁₂	0.111778	8.048014	1.006673	72.48044
N-C ₅ H ₁₂	0.077331	5.567808	0.69644	50.1437
C ₆ H ₁₄	0.120214	10.33841	1.082648	93.10773
CO ₂	0.439379	19.33267	3.957047	174.1101
N ₂	1.362426	38.14792	12.27001	343.5603
H ₂ S	0.000984	0.033463	0.008864	0.301369
H ₂ O	66.39675	1195.141	4.140378	74.5268
TEG	304.6346	5483.424	0	0
Sub Total	426.0686	7702.795	499.8058	9298.749
TOTAL	17001.54466			

4) Stripper (D-220)

Fungsi: Memisahkan H₂O dari pelarut TEG sehingga TEG dapat digunakan kembali

Kondisi Operasi: T= 15-40 C, P= <5 atm



Neraca Massa Masuk Stripper

Komponen	Masuk	
	Aliran 10	
	(Kmol/jam)	(Kg/jam)
CH ₄	0	0
C ₂ H ₆	0	0
C ₃ H ₈	0	0
i-C ₄ H ₁₀	0	0
N-C ₄ H ₁₀	0	0
i-C ₅ H ₁₂	0	0
N-C ₅ H ₁₂	0	0
C ₆ H ₁₄	0	0
CO ₂	0	0
N ₂	0	0
H ₂ S	0	0

H ₂ O	123.2984374	2219.371873
TEG	304.6346417	5483.423551
Sub Total	427.9330791	7702.795424
Total	7702.795424	

Neraca Massa Keluar Stripper

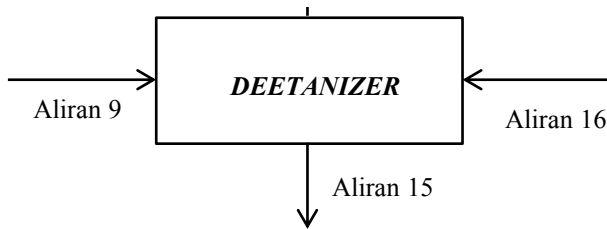
Komponen	Keluar			
	Aliran 12		Aliran 14	
	Kmol/jam	(Kg/jam)	Kmol/jam	(Kg/jam)
CH ₄	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0
i-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
N-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
i-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
N-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
C ₆ H ₁₄	0	0	0	0
CO ₂	0	0	0	0
N ₂	0	0	0	0
H ₂ S	0	0	0	0
H ₂ O	1.53083	27.5549	121.768	2191.82
TEG	304.635	5483.42	0	0
Sub Total	306.165	5510.98	121.768	2191.82
Total	7702.795424			

5) Perhitungan Neraca Massa di *Deetanizer*

Fungsi: Memisahkan Komponen Metana dan Etana dari Komponen Propana dan komponen yang lebih berat

Kondisi Operasi: T= 29 C, P= 27,63 atm

↑
Aliran 19



Komposisi Bahan Masuk Deethanizer

Komponen	% Mol	Laju		Fraksi Mol	Titik Didih (oK)
		Kmol/jam	(Kg/jam)		
CH ₄	69	43.6858	698.973	0.08741	111.65
C ₂ H ₆	3.638	23.0332	690.995	0.04608	184.15
C ₃ H ₈	1.826	208.147	3654.06	0.80978	231.15
i-C ₄ H ₁₀	0.374	100.661	1710.03	0.39806	261.45
N-C ₄ H ₁₀	0.446	101.117	1736.47	0.39897	272.15
i-C ₅ H ₁₂	0.159	1.00667	72.4804	0.00201	300.85
N-C ₅ H ₁₂	0.11	0.69644	50.1437	0.00139	309.25
C ₆ H ₁₄	0.171	1.08265	93.1077	0.00217	341.15
CO ₂	12.5	3.95705	174.11	0.00792	77.35
N ₂	1.938	12.27	343.56	0.02455	216.15
H ₂ S	0.028	0.00886	0.30137	1.8E-05	213.15
H ₂ O	9.81	4.14038	74.5268	0.00828	373.15
Total	100	499.806	9298.75	1.78665	

Menghitung Pi

$$\ln P_i = A - \left(\frac{B}{(T + C)} \right)$$

$$K_i = \frac{P_i}{P_o}$$

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_c}$$

Komponen	Antoine Coefficient		
	A	B	C
CH ₄	7.19309	451.64	268.49
C ₂ H ₆	6.82915	663.72	256.68
C ₃ H ₈	6.80338	804	247.04
i-C ₄ H ₁₀	6.8391	1135.41	226.57
N-C ₄ H ₁₀	6.80896	935.86	238.73
i-C ₅ H ₁₂	6.83315	1040.73	235.45
N-C ₅ H ₁₂	6.85296	1064.84	233.01
C ₆ H ₁₄	6.87601	1171.17	224.41
CO ₂	9.81066	1347.79	273
N ₂	7.34512	322.222	269.98
H ₂ S	7.61418	885.319	250.25
H ₂ O	8.10765	1750.29	235
Total	88	11573	2958.61

Trial suhu boiling point feed

trial suhu 29 C

Tekanan operasi 2.8 Mpa = 21001.7 mmHg

Komponen	Xf	Ln Pi	Pi	Ki	α
CH ₄	0.08741	5.67492	291.465	0.01388	26.5354
C ₂ H ₆	0.04608	4.50585	90.5454	0.00431	8.24337
C ₃ H ₈	0.80978	3.89076	48.948	0.00233	4.45629
i-C ₄ H ₁₀	0.39806	2.39644	10.984	0.00052	1
N-C ₄ H ₁₀	0.39897	3.31342	27.479	0.00131	2.50173
i-C ₅ H ₁₂	0.00201	2.8977	18.1324	0.00086	1.65079
N-C ₅ H ₁₂	0.00139	2.78884	16.2621	0.00077	1.48053
C ₆ H ₁₄	0.00217	2.25437	9.52928	0.00045	0.86756
CO ₂	0.00792	5.34779	210.144	0.01001	19.1318
N ₂	0.02455	6.26738	527.096	0.0251	47.9875

H ₂ S	1.8E-05	4.44383	85.1006	0.00405	7.74767
H ₂ O	0.00828	1.47778	4.3832	0.00021	0.39905

Komponen	$\alpha.X_f$	$y_i = (x_i.a)/(\text{total}x_i.a)$
CH ₄	2.31934	0.256442556
C ₂ H ₆	0.37989	0.04200326
C ₃ H ₈	3.60862	0.398994151
i-C ₄ H ₁₀	0.39806	0.044012615
N-C ₄ H ₁₀	0.99813	0.110359802
i-C ₅ H ₁₂	0.00332	0.000367626
N-C ₅ H ₁₂	0.00206	0.0002281
C ₆ H ₁₄	0.00188	0.000207783
CO ₂	0.15147	0.01674753
N ₂	1.17807	0.13025588
H ₂ S	0.00014	1.5192E-05
H ₂ O	0.00331	0.000365506
	9	
Kc	0.11057	

Perhitungan distribusi komponen

diharapkan kemurnian CH₄ dan C₂H₆ 99,5 sebagai produk atas

Distribusi komponen produk atas

Komponen		
CH ₄	99.5%	sebagai produk atas
C ₂ H ₆	99.5%	sebagai produk atas
C ₃ H ₈	0.00%	sebagai produk atas
i-C ₄ H ₁₀	0.00%	sebagai produk atas
N-C ₄ H ₁₀	0.00%	sebagai produk atas
i-C ₅ H ₁₂	0.00%	sebagai produk atas
N-C ₅ H ₁₂	0.00%	sebagai produk atas
C ₆ H ₁₄	0.00%	sebagai produk atas

CO ₂	100.00%	sebagai produk atas
N ₂	100.00%	sebagai produk atas
H ₂ S	100.00%	sebagai produk atas
H ₂ O	100.00%	sebagai produk atas

Distilat = % distribusi x feed

Bottom = Feed - distilat

Komponen	Feed	Xf
CH ₄	43.6858	0.08741
C ₂ H ₆	23.0332	0.04608
C ₃ H ₈	208.147	0.41646
i-C ₄ H ₁₀	100.661	0.2014
N-C ₄ H ₁₀	101.117	0.20231
i-C ₅ H ₁₂	1.00667	0.00201
N-C ₅ H ₁₂	0.69644	0.00139
C ₆ H ₁₄	1.08265	0.00217
CO ₂	3.95705	0.00792
N ₂	12.27	0.02455
H ₂ S	0.00886	1.8E-05
H ₂ O	4.14038	0.00828
Sub Total	499.806	1
Total	499.8057935	

Komponen	Destilat	Xd	Bottom	Xw
CH ₄	43.4674	38.8639	0.21843	0.00053
C ₂ H ₆	22.918	20.4909	0.11517	0.00028
C ₃ H ₈	0	0	208.147	0.50393
i-C ₄ H ₁₀	0	0	100.661	0.24371
N-C ₄ H ₁₀	0	0	101.117	0.24481
i-C ₅ H ₁₂	0	0	1.00667	0.00244
N-C ₅ H ₁₂	0	0	0.69644	0.00169

C ₆ H ₁₄	0	0	1.08265	0.00262
CO ₂	3.95705	3.53797	0	0
N ₂	12.27	10.9705	0	0
H ₂ S	0.00886	0.00793	0	0
H ₂ O	4.14038	3.70189	0	0
Sub Total	86.76168502		413.0441085	
Total	499.8057935			

Distribusi berat masing2 komponen (mol komponen x BM)

Komponen	BM	Feed (kg)	Destilat (kg)	Bottom (kg)
CH ₄	16	698.9727963	695.4779324	3.494863982
C ₂ H ₆	30	690.9953894	687.5404125	3.454976947
C ₃ H ₈	44	3654.057569	0	3654.057569
i-C ₄ H ₁₀	58	1710.026816	0	1710.026816
N-C ₄ H ₁₀	58	1736.466222	0	1736.466222
i-C ₅ H ₁₂	72	72.48043997	0	72.48043997
N-C ₅ H ₁₂	72	50.14370061	0	50.14370061
C ₆ H ₁₄	86	93.10773499	0	93.10773499
CO ₂	44	174.1100716	174.1100716	0
N ₂	28	343.5603245	343.5603245	0
H ₂ S	34	0.301368706	0.301368706	0
H ₂ O	18	74.52680472	74.52680472	0
Sub Total		9298.749238	1975.516914	7323.232323
Total		9298.749238	9298.749238	

(1-q) = 0, maka q =1: feed masuk pada kondisi liquida jenuh
inimum, R

$$\sum_1^n \frac{x_n}{(\alpha_i - \theta) / \alpha_i}$$

Trial $\Theta = 2.063517559$

Komp	X_d	$\alpha_i (d)$	$(\alpha_i \cdot x_d)$	$(\alpha_i - \Theta)$	$(\alpha_i \cdot X_d) / (\alpha_i - \Theta)$
CH ₄	38.8639	26.5354	1031.27	26.5354	38.86391151
C ₂ H ₆	20.4909	8.24337	168.914	8.24337	20.49085653
C ₃ H ₈	0	4.45629	0	4.45629	0
i-C ₄ H ₁₀	0	1	0	1	0
N-C ₄ H ₁₀	0	2.50173	0	2.50173	0
i-C ₅ H ₁₂	0	1.65079	0	1.65079	0
N-C ₅ H ₁₂	0	1.48053	0	1.48053	0
C ₆ H ₁₄	0	0.86756	0	0.86756	0
CO ₂	3.53797	19.1318	67.6876	19.1318	3.537971698
N ₂	10.9705	47.9875	526.449	47.9875	10.97054264
H ₂ S	0.00793	7.74767	0.0614	7.74767	0.007925057
H ₂ O	3.70189	0.39905	1.47725	0.39905	3.701886792
Total	77.5731				77.57309423

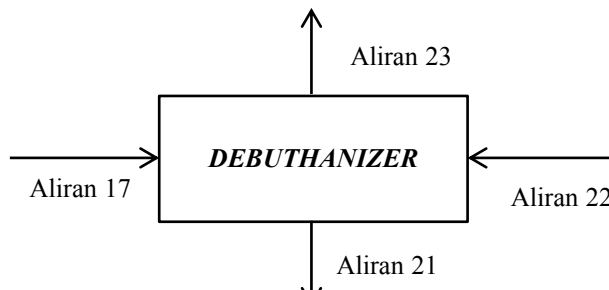
R_{min+1} = 77.57309423

R_{min} = 76.57309423

6) Perhitungan Neraca Massa di *Debuthanizer*

Fungsi: Memisahkan Komponen Propana dan Butana dan komponen yang lebih berat

Kondisi Operasi: T= 107 C, P= 13,81 atm





Komposisi Bahan Masuk Debuthanizer

Komponen	% Mol	Laju		Fraksi Mol	T _{titik Didih} (°K)
		Kmol/jam	(Kg/jam)		
CH ₄	69	0.21843	3.49486	0.0015	111.65
C ₂ H ₆	3.638	0.11517	3.45498	0.00079	184.15
C ₃ H ₈	1.826	83.0468	3654.06	0.57042	231.15
i-C ₄ H ₁₀	0.374	29.4832	1710.03	0.20251	261.45
N-C ₄ H ₁₀	0.446	29.9391	1736.47	0.20564	272.15
i-C ₅ H ₁₂	0.159	1.00667	72.4804	0.00691	300.85
N-C ₅ H ₁₂	0.11	0.69644	50.1437	0.00478	309.25
C ₆ H ₁₄	0.171	1.08265	93.1077	0.00744	341.15
Total		145.588	7323.23	1	

Menghitung Pi

$$\ln P_i = A - \left(\frac{B}{(T + C)} \right)$$

$$K_i = \frac{P_i}{P_o}$$

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_c}$$

Komponen	Antoine Coefficient		
	A	B	C
CH ₄	7.19309	451.64	268.49
C ₂ H ₆	6.82915	663.72	256.68
C ₃ H ₈	6.80338	804	247.04
i-C ₄ H ₁₀	6.8391	1135.41	226.57
N-C ₄ H ₁₀	6.80896	935.86	238.73
i-C ₅ H ₁₂	6.83315	1040.73	235.45
N-C ₅ H ₁₂	6.85296	1064.84	233.01
C ₆ H ₁₄	6.87601	1171.17	224.41

CO ₂	9.81066	1347.79	273
N ₂	7.34512	322.222	269.98
H ₂ S	7.61418	885.319	250.25
H ₂ O	8.10765	1750.29	235
Total	88	11573	2958.61

Trial suhu boiling point feed

trial suhu 107 C

Tekanan operasi 14 Mpa = 10500.9 mmHg

Komponen	Xf	Ln Pi	Pi	Ki	α
CH ₄	0.0015	5.99029	399.53	0.03805	12.8713
C ₂ H ₆	0.00079	5.00414	149.029	0.01419	4.80113
C ₃ H ₈	0.57042	4.53245	92.9861	0.00886	2.99566
i-C ₄ H ₁₀	0.20251	3.43529	31.0403	0.00296	1
N-C ₄ H ₁₀	0.20564	4.10205	60.4641	0.00576	1.94792
i-C ₅ H ₁₂	0.00691	3.79408	44.4373	0.00423	1.4316
N-C ₅ H ₁₂	0.00478	3.72117	41.3127	0.00393	1.33094
C ₆ H ₁₄	0.00744	3.34211	28.2787	0.00269	0.91103

Komponen	$\alpha \cdot X_f$	$y_i = (x_i \cdot \alpha) / (\sum x_i \cdot \alpha)$
CH ₄	0.01931	0.008213125
C ₂ H ₆	0.0038	0.001615261
C ₃ H ₈	1.70879	0.726757885
i-C ₄ H ₁₀	0.20251	0.086129106
N-C ₄ H ₁₀	0.40057	0.1703668
i-C ₅ H ₁₂	0.0099	0.004210025
N-C ₅ H ₁₂	0.00637	0.002707798
	2	
Kc	0.42531	

Perhitungan distribusi komponen

diharapkan kemurnian C₅H₁₂ dan C₆H₁₄ 99,5 sebagai produk atas

Distribusi komponen produk atas

Komponen		
CH ₄	99.5%	sebagai produk atas
C ₂ H ₆	99.5%	sebagai produk atas
C ₃ H ₈	32.10%	sebagai produk atas
i-C ₄ H ₁₀	84.75%	sebagai produk atas
N-C ₄ H ₁₀	84.75%	sebagai produk atas
i-C ₅ H ₁₂	99.50%	sebagai produk atas
N-C ₅ H ₁₂	99.50%	sebagai produk atas
C ₆ H ₁₄	99.00%	sebagai produk atas

Distilat = % distribusi x feed

Bottom = Feed - distilat

Komponen	Feed	Xf
CH ₄	0.21843	0.0015
C ₂ H ₆	0.11517	0.00079
C ₃ H ₈	83.0468	0.57042
i-C ₄ H ₁₀	29.4832	0.20251
N-C ₄ H ₁₀	29.9391	0.20564
i-C ₅ H ₁₂	1.00667	0.00691
N-C ₅ H ₁₂	0.69644	0.00478
C ₆ H ₁₄	1.08265	0.00744
Sub Total	145.588	1
Total	145.5884127	

Komponen	Destilat	Xd	Bottom	Xw
CH ₄	0.21734	0.00271	0.00109	1.7E-05
C ₂ H ₆	0.11459	0.00143	0.00058	8.8E-06

C_3H_8	26.658	0.33274	56.3888	0.86127
i- C_4H_{10}	24.987	0.31188	4.49619	0.06867
N- C_4H_{10}	25.3734	0.3167	4.56571	0.06974
i- C_5H_{12}	1.00164	0.0125	0.00503	7.7E-05
N- C_5H_{12}	0.69296	0.00865	0.00348	5.3E-05
C_6H_{14}	1.07182	0.01338	0.01083	0.00017
Sub Total	80.11675088		65.47166184	
Total	145.5884127			

Distribusi berat masing2 komponen (mol komponen x BM)

Komponen	BM	Feed (kg)	Destilat (kg)	Bottom (kg)
CH_4	16	3.494863982	3.477389662	0.01747432
C_2H_6	30	3.454976947	3.437702062	0.017274885
C_3H_8	44	3654.057569	1172.95248	2481.105089
i- C_4H_{10}	58	1710.026816	1449.247727	260.7790895
N- C_4H_{10}	58	1736.466222	1471.655123	264.8110989
i- C_5H_{12}	72	72.48043997	72.11803777	0.3624022
N- C_5H_{12}	72	50.14370061	49.8929821	0.250718503
C_6H_{14}	86	93.10773499	92.17665764	0.93107735
Sub Total	436	7323.232323	4314.958099	3008.274225
Total		7323.232323	7323.232323	

APPENDIKS B NERACA ENERGI

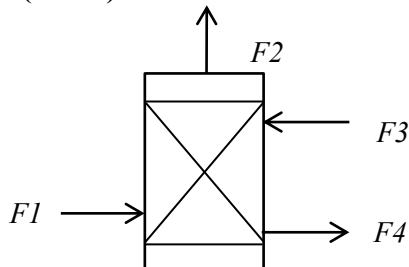
Untuk melakukan perhitungan pada neraca energi digunakan basis perhitungan sebagai berikut :

Basis Operasi = 1 jam

Satuan = kkal

Tref = 25 °C = 298.15 °K

1) Absorber (D-110)



4=2

2=3

3=4

Ideal gas heat capacity C_p (J/kmol.K)					
Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
CH ₄	3.3E-06	8E-06	0.0021	4E-06	991.96
C ₂ H ₆	4E-06	1.3E-05	0.0017	7E-06	752.87
C ₃ H ₈	5.2E-06	1.9E-05	0.0016	1E-05	723.6
i-C ₄ H ₁₀	6.5E-06	2.5E-05	0.0016	2E-05	706.99
n-C ₄ H ₁₀	7.1E-06	2.4E-05	0.0016	2E-05	730.42
i-C ₅ H ₁₂	7.5E-06	3.3E-05	0.0015	2E-05	666.7
n-C ₅ H ₁₂	8.8E-06	3E-05	0.0017	2E-05	747.6
C ₆ H ₁₄	1E-05	3.5E-05	0.0017	2E-05	761.6
CO ₂	2.9E-06	3.5E-06	0.0014	3E-06	588
N ₂	2.9E-06	8.6E-07	0.0017	1E-08	909.79
H ₂ S	3.3E-06	2.6E-06	0.0009	-2E-06	949.4
H ₂ O	3.3E-06	2.7E-06	0.0026	9E-07	1169

(Sumber: Perry's 2-198)

Liquid Heat Capacity (J/kmol)					
Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
H ₂ O	276370	-2090.1	8.125	-0.0141	9E-06
C ₄ H ₁₁ NO ₂	184200	286			

(Sumber: perry's 2-196)

Untuk Aliran 1

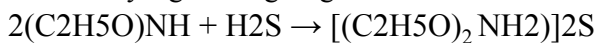
$$T_{\text{input}} = 40 \text{ }^{\circ}\text{C} = 313.15 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

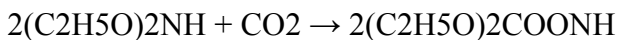
Perhitungan entalpi masuk untuk aliran 1

Komponen	n (kmol)	Cp (kJ/Kmol)	ΔH (kJ)	ΔH (kkal)
CH ₄	485.3654175	1.13E-08	5.50E-06	1.31E-06
C ₂ H ₆	25.59071578	1.75E-08	4.47E-07	1.07E-07
C ₃ H ₈	12.84459786	2.44E-08	3.14E-07	7.50E-08
i-C ₄ H ₁₀	2.630821249	3.13E-08	8.24E-08	1.97E-08
n-C ₄ H ₁₀	3.13728951	3.14E-08	9.86E-08	2.36E-08
i-C ₅ H ₁₂	1.118450745	4.01E-08	4.49E-08	1.07E-08
n-C ₅ H ₁₂	0.773770955	3.89E-08	3.01E-08	7.20E-09
C ₆ H ₁₄	1.202862122	4.57E-08	5.49E-08	1.31E-08
CO ₂	87.92851767	6.39E-09	5.62E-07	1.34E-07
N ₂	13.63243738	3.77E-09	5.14E-08	1.23E-08
H ₂ S	0.19695988	5.94E-09	1.17E-09	2.80E-10
H ₂ O	69.00630067	6.02E-09	4.15E-07	9.92E-08
C ₄ H ₁₁ NO ₂	0	0	0	0
Total	703.4281414	2.628E-07	7.59697E-06	1.816E-06

Reaksi yang berlangsung di absorber adalah:



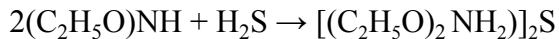
dan



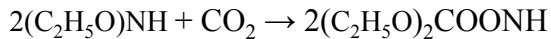
Data HF 298 adalah

Komponen	ΔH_{f298}
CO ₂	-39.351
H ₂ S	-2.063
C ₄ H ₁₁ NO ₂	-40.847
C ₄ H ₁₃ NO ₂ S	-42.910
C ₄ H ₁₁ NO ₄ C	-80.198

(Sumber: Perry's)



Mula-mula	0.374	0.197	
Bereaksi	0.374	0.187	
Sisa	0.000	0.010	0.187



Mula-mula	167.064	87.929	
Bereaksi	167.064	83.532	
Sisa	0.000	4.396	167.064

Menghitung ΔH_{reaksi} (mengikat gas hidrogen sulfida) =

Komponen	Kmol		ΔH_{f298}	$\Delta H_{f\text{reaksi}}$
	reaktan	produk	KJ/Kmol	Kmol
H ₂ S	0.197		-0.002	0.000
C ₄ H ₁₁ NO ₂	0.374		-0.041	-0.015
C ₄ H ₁₃ NO ₂ S		0.187	-0.043	-0.008
Total				0.008

Menghitung ΔH_{reaksi} (mengikat gas hidrogen sulfida) =

Komponen	Kmol		ΔH_{f298}	$\Delta H_{f\text{reaksi}}$
	reaktan	produk	KJ/Kmol	Kmol
CO ₂	87.929		-0.039	-3.460
C ₄ H ₁₁ NO ₂	167.064		-0.041	-6.824

Perhitungan entalpi masuk untuk aliran 4

Komponen	n (kmol)	Cp (kJ/Kmol)	ΔH (kJ)	ΔH (kkal)
CH ₄	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0
i-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
i-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
C ₆ H ₁₄	0	0	0	0
CO ₂	0	0	0	0
N ₂	83.53209179	6.391E-09	5.33854E-07	1.276E-07
H ₂ S	0.187111886	3.772E-09	7.05786E-10	1.687E-10
H ₂ O	108.8349648	1.28E-02	1.40E+00	0.3341339
C ₄ H ₁₁ NO ₂	58.60344257	2.63E-03	1.54E-01	0.0368513
Total	251.157611	0.0154763	1.552202736	0.3709854

Untuk aliran 2

$$T_{\text{input}} = 40 \text{ }^{\circ}\text{C} = 313.15 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

Perhitungan entalpi masuk untuk aliran 2

Komponen	n (kmol)	Cp (kJ/Kmol)	ΔH (kJ)	ΔH (kkal)
CH ₄	485.3654175	1.13E-08	5.50E-06	1.31E-06
C ₂ H ₆	25.59071578	1.75E-08	4.47E-07	1.07E-07
C ₃ H ₈	12.84459786	2.44E-08	3.14E-07	7.50E-08
i-C ₄ H ₁₀	2.630821249	3.13E-08	8.24E-08	1.97E-08
n-C ₄ H ₁₀	3.13728951	3.14E-08	9.86E-08	2.36E-08
i-C ₅ H ₁₂	1.118450745	4.01E-08	4.49E-08	1.07E-08

n-C ₅ H ₁₂	0.773770955	3.89E-08	3.01E-08	7.20E-09
C ₆ H ₁₄	1.202862122	4.57E-08	5.49E-08	1.31E-08
CO ₂	4.396425884	6.39E-09	2.81E-08	6.72E-09
N ₂	13.63243738	3.77E-09	5.14E-08	1.23E-08
H ₂ S	0.009847994	5.94E-09	5.85E-11	1.40E-11
H ₂ O	69.00630067	6.02E-09	4.15E-07	9.92E-08
C ₄ H ₁₁ NO ₂	0	0	0	0
Total	619.7089377	2.628E-07	7.06201E-06	1.688E-06

$$\begin{aligned}
 Q_{in} &= H1 + H3 \\
 &= 7.6E-06 + 38280 \\
 &= 38280.27132
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{out} &= H4 + H2 \\
 &= 1.5522 + 7E-06 \\
 &= 1.552209798
 \end{aligned}$$

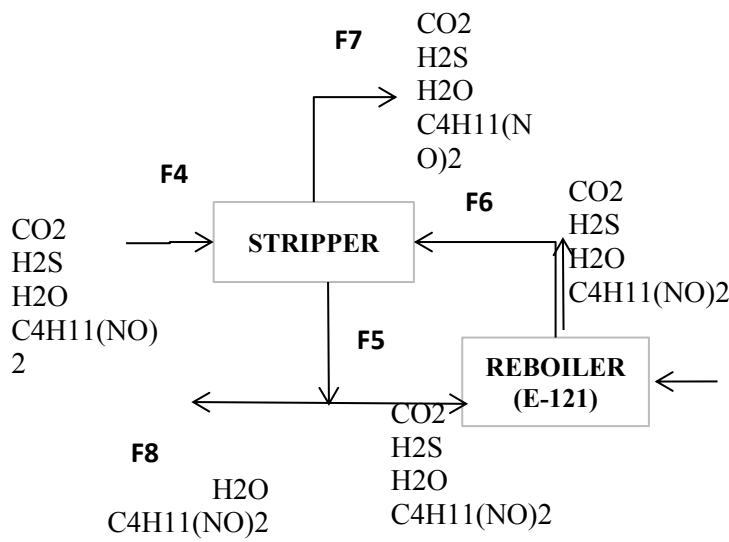
$$\begin{aligned}
 Q_{serap} &= Q_{input} - Q_{ouput} + \Delta H_{reaksi} \\
 &= 38280.3 - 1.5522 + -3.106 \\
 &= 38275.613 \text{ kJ/kg} = 9148.090991 \text{ kkal/jkg}
 \end{aligned}$$

Tabel Neraca Energi Absorber (D-110)

Komponen	Masuk		Keluar	
	$\Delta H1$ (kkal)	$\Delta H3$ (kkal)	$\Delta H4$ (kkal)	$\Delta H2$ (kkal)
CH ₄	1.31354E-06	0	0	1.314E-06
C ₂ H ₆	1.06758E-07	0	0	1.068E-07
C ₃ H ₈	7.50199E-08	0	0	7.502E-08
i-C ₄ H ₁₀	1.96966E-08	0	0	1.97E-08
n-C ₄ H ₁₀	2.35702E-08	0	0	2.357E-08
i-C ₅ H ₁₂	1.07221E-08	0	0	1.072E-08
n-C ₅ H ₁₂	7.19677E-09	0	0	7.197E-09
C ₆ H ₁₄	1.31297E-08	0	0	1.313E-08

CO ₂	1.3431E-07	0	0	6.715E-09
N ₂	1.229E-08	0	1.27594E-07	1.229E-08
H ₂ S	2.795E-10	0	1.68687E-10	1.398E-11
H ₂ O	9.92098E-08	6517.1199	0.334133941	9.921E-08
C ₄ H ₁₁ NO ₂	0	2632.0845	0.036851289	0
Sub Total	1.81572E-06	9149.2044	0.370985357	1.688E-06
ΔHreaksi	-0.74244845			
Qserap			9148.090991	
Total	9148.461978		9148.461978	

2) Stripper (D-120)



Ideal gas heat capacity Cp (J/kmol.K)					
Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
CO ₂	2.9E-06	3.5E-06	0.0014	3E-06	588
H ₂ S	3.3E-06	2.6E-06	0.0009	-2E-06	949.4

(Sumber: Perry 2-198)

Liquid Heat Capacity (J/kmol)					
Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
CO ₂	-8E+06	104370	-433.3	60.052	0
H ₂ S	64.666	49354	22.493	-1623	0
H ₂ O	276370	-2090.1	8.125	-0.0141	9E-06
C ₄ H ₁₁ NO ₂	184200	286			

(perry's 2-196)

$$T_4 = 38 \text{ }^{\circ}\text{C} = 311.15 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$T_7 = 45 \text{ }^{\circ}\text{C} = 318.15 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$T_8 = 65 \text{ }^{\circ}\text{C} = 338.15 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

Perhitungan entalpi masuk untuk aliran 4

Komponen	n (kmol)	Cp (kJ/Kmol)	ΔH (kJ)	ΔH (kkal)
CH ₄	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0
i-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
i-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
C ₆ H ₁₄	0	0	0	0
N ₂	0	0	0	0
CO ₂	83.53209179	-6888.7885	-575434.915	-137532.25
H ₂ S	0.187111886	-2920.263	-546.41592	-130.59654
H ₂ O	108.8349648	250.54108	2.73E+04	6517.1199
C ₄ H ₁₁ NO ₂	58.60344257	187.918	1.10E+04	2632.0845
Total	251.157611	-9370.5925	-537701.06	128513.64

Perhitungan entalpi keluar untuk aliran 8

Komponen	n (kmol)	Cp (kJ/Kmol)	ΔH (kJ)	ΔH (kkal)
CH ₄	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0
i-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
i-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
C ₆ H ₁₄	0	0	0	0
N ₂	0	0	0	0
CO ₂	0	0	0	0
H ₂ S	0	0	0	0
H ₂ O	108.8349648	204.88656	2.23E+04	5329.5463
C ₄ H ₁₁ NO ₂	58.60344257	195.64	1.15E+04	2740.2432
Total	167.4384073	400.52656	33763.99942	8069.7895

Perhitungan entalpi keluar untuk aliran 7

Komponen	n (kmol)	Cp (kJ/Kmol)	ΔH (kJ)	ΔH (kkal)
CH ₄	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0
i-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
i-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
C ₆ H ₁₄	0	0	0	0
N ₂	0	0	0	0
CO ₂	83.53209179	-5909.816	-493659.293	-117987.4

H ₂ S	0.187111886	-11987.858	-2243.07074	-536.10677
H ₂ O	0	0	0.00E+00	0
C ₄ H ₁₁ NO ₂	0	0	0.00E+00	0
Total	83.71920367	-17897.674	-495902.363	118523.51

Menghitung panas latent CO₂

$$\begin{aligned}
 \text{Panas latent} &= n \times \lambda \quad 351 \\
 &= 83.5321 \times 83.867 \text{ kJ/kg (sumber: hysys)} \\
 &= 7005.6
 \end{aligned}$$

Menghitung panas latent H₂S

$$\begin{aligned}
 \text{Panas latent} &= n \times \lambda \\
 &= 0.18711 \times 116.28 \\
 &= 21.7567
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H7 &= \text{Panas sensibel} + \text{panas latent} \\
 &= 118524 + 7027.4 \\
 &= 125551
 \end{aligned}$$

Neraca energi

$$\begin{aligned}
 H4 + Q_{\text{reboiler}} &= H7 + H8 + Q_{\text{loss}} \\
 95\% Q_{\text{reboiler}} &= H7 + H8 - H4 \\
 &= 133621 - 128514 \\
 &= \underline{5107.0133} \\
 &\quad 95\% Q_{\text{reboiler}} \\
 &= 5375.8035 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{loss}} &= 5\% \times Q_{\text{reboiler}} \\
 &= 5\% \times 5375.8 \\
 &= 268.790173 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

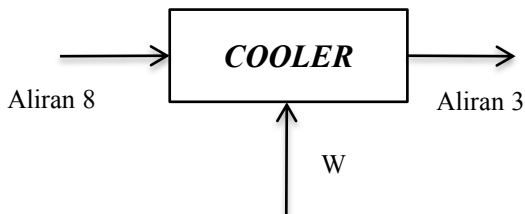
NERACA ENERGI SRIPPER			
Masuk	kkal	Keluar	kkal
H4	128513.6377	H7	125550.8614
Qreboiler	5375.803461	H8	8069.8
		Qloss	268.8
Total	133889.4411	Total	133889.4411

Steam yang digunakan (geankoplis, App A.2-9)

Steam jenuh yang digunakan =130 oC dan tekanan 2,67 atm
dari steam tabel smith vannes diperoleh:

$$\begin{aligned}
 \text{Hreboiler} &= n \times \lambda \\
 n &= \frac{5375.8}{519.644} \\
 &= 10.3452 \text{ kkal} \\
 &= 43.2842 \text{ kj}
 \end{aligned}$$

3) Cooler (E-111)



Liquid Heat Capacity (J/kmol)					
Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
H2O	276370	-2090.1	8.125	-0.0141	9E-06
C4H11NO2	184200	286			

(perry's 2-196)

Panas yang masuk

$$T_{\text{input}} = 65 \text{ }^{\circ}\text{C} = 338.15 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

Komponen	n (kmol/jam)	Cp (kJ/Kmol)	ΔH (kJ/jam)	ΔH (kkal/jam)
CH ₄	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0
i-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
i-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
C ₆ H ₁₄	0	0	0	0
N ₂	0	0	0	0
CO ₂	0	0	0	0
H ₂ S	0	0	0	0
H ₂ O	107.7466151	-101861.79	-1.10E+07	-2623150.7
C ₄ H ₁₁ NO ₂	58.01740814	195.64	1.14E+04	2712.8408
Total	165.7640233	-101666.15	-10963912.2	-2620437.9

$$T_{\text{input}} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303.15 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

Komponen	n (kmol/jam)	Cp (kJ/Kmol)	ΔH (kJ/jam)	ΔH (kkal/jam)
CH ₄	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0
i-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
i-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
C ₆ H ₁₄	0	0	0	0
N ₂	0	0	0	0
CO ₂	0	0	0	0

H ₂ S	0	0	0	0
H ₂ O	1.088349648	44.521991	4.85E+01	11.581141
C ₄ H ₁₁ NO ₂	0.586034426	185.63	1.09E+02	26.000375
Total	1.674384073	230.15199	157.2410637	37.581516

Neraca panas yang keluar

$$T_{\text{input}} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303.15 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

Komponen	n (kmol/jam)	C _p (kJ/Kmol)	ΔH (kJ/jam)	ΔH (kkal/jam)
CH ₄	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0
i-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
i-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
C ₆ H ₁₄	0	0	0	0
N ₂	0	0	0	0
CO ₂	0	0	0	0
H ₂ S	0	0	0	0
H ₂ O	23.09313516	266.12087	6.15E+03	1468.8253
C ₄ H ₁₁ NO ₂	12.43476509	185.63	2.31E+03	551.68868
Total	35.52790025	451.75087	8453.830579	2020.514

Kebutuhan Air Pendingin

$$T_{\text{input}} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303.15 \text{ }^{\circ}\text{K} \quad 388.04 \text{ kJ/kmol}$$

$$T_{\text{output}} = 45 \text{ }^{\circ}\text{C} = 318.15 \text{ }^{\circ}\text{K} \quad 1516.9 \text{ kJ/kmol}$$

Menghitung kebutuhan air pendingin :

Entalpi air pendingin masuk :

$$Q_c = m_a \times \int C_p dt$$

$$= (m_a \times 388.04) \text{ kJ}$$

Entalpi air pendingin keluar :

$$Q_c = m_a \times \int C_p dt$$

$$= (m_a \times 1516.90) \text{ kJ}$$

Q yang diserap air pendingin :

$$Q_c = Q_{\text{keluar}} - Q_{\text{masuk}}$$

$$= 1128.86$$

Neraca panas overall Cooler

$$H_{\text{masuk}} = H_{\text{keluar}} + Q_{\text{serap}}$$

$$-1.10\text{E}+07 = 8.45\text{E}+03 + ((1128.860) \times m_a)$$

$$m_a = -9719.73 \text{ kg/h} = -9.719725009 \text{ ton/h}$$

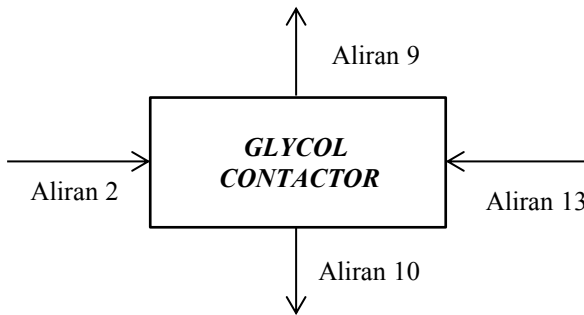
$$Q_{\text{yang diserap air pendingin}} = -9719.72501 \times 1128.860$$

$$= -10972208.8 \text{ kJ} = -2622420.83 \text{ kkal}$$

Komponen	Masuk		Keluar
	ΔH_8 (kkal)	ΔH_3 (kkal)	ΔH_3 (kkal)
CH ₄	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0
i-C ₄ H ₁₀	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0
i-C ₅ H ₁₂	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0
C ₆ H ₁₄	0	0	0
N ₂	0	0	0
CO ₂	0	0	0
H ₂ S	0	0	0
H ₂ O	2623150.743	-11.581141	-1468.82532
C ₄ H ₁₁ NO ₂	-2712.84076	-26.000375	-551.688681
Sub Total	2620437.902	-37.581516	-2020.514
Qserap			2.62E+06

Total	2620400.321	
--------------	--------------------	--

4) Glycol Contactor (D-210)



Ideal gas heat capacity Cp (J/kmol.K)					
Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
CH ₄	3.3E-06	8E-06	0.0021	4E-06	991.96
C ₂ H ₆	4E-06	1.3E-05	0.0017	7E-06	752.87
C ₃ H ₈	5.2E-06	1.9E-05	0.0016	1E-05	723.6
i-C ₄ H ₁₀	6.5E-06	2.5E-05	0.0016	2E-05	706.99
n-C ₄ H ₁₀	7.1E-06	2.4E-05	0.0016	2E-05	730.42
i-C ₅ H ₁₂	7.5E-06	3.3E-05	0.0015	2E-05	666.7
n-C ₅ H ₁₂	8.8E-06	3E-05	0.0017	2E-05	747.6
C ₆ H ₁₄	1E-05	3.5E-05	0.0017	2E-05	761.6
CO ₂	2.9E-06	3.5E-06	0.0014	3E-06	588
N ₂	2.9E-06	8.6E-07	0.0017	1E-08	909.79
H ₂ S	3.3E-06	2.6E-06	0.0009	-2E-06	949.4
H ₂ O	3.3E-06	2.7E-06	0.0026	9E-07	1169
TEG	0.82	1.278	1.698	0.929	-754

(Sumber: Perry 2-178)

Liquid Heat Capacity (J/kmol)					
Komp	C1	C2	C3	C4	C5
H2O	276370	-2090.1	8.125	-0.0141	9E-06

TEG	35540	436.78	-0.185		
-----	-------	--------	--------	--	--

(perry's 2-196)

Untuk Aliran 2

$$T_{\text{input}} = 35 \text{ }^{\circ}\text{C} = 308.15 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

Perhitungan entalpi masuk untuk aliran 2

Komp	n (kmol)	Cp (kJ/Kmol)	ΔH (kJ)	ΔH (kkal)
CH ₄	485.3654175	1.13E-08	5.50E-06	1.31E-06
C ₂ H ₆	25.59071578	1.75E-08	4.47E-07	1.07E-07
C ₃ H ₈	12.84459786	2.44E-08	3.14E-07	7.50E-08
i-C ₄ H ₁₀	2.630821249	3.13E-08	8.24E-08	1.97E-08
n-C ₄ H ₁₀	3.13728951	3.14E-08	9.86E-08	2.36E-08
i-C ₅ H ₁₂	1.118450745	4.01E-08	4.49E-08	1.07E-08
n-C ₅ H ₁₂	0.773770955	3.89E-08	3.01E-08	7.20E-09
C ₆ H ₁₄	1.202862122	4.57E-08	5.49E-08	1.31E-08
CO ₂	4.396425884	6.39E-09	2.81E-08	6.72E-09
N ₂	13.63243738	3.77E-09	5.14E-08	1.23E-08
H ₂ S	0.009847994	5.94E-09	5.85E-11	1.40E-11
H ₂ O	69.00630067	6.02E-09	4.15E-07	9.92E-08
TEG	0	0	0	0
Total	619.7089377	2.628E-07	7.06201E-06	1.688E-06

Untuk Aliran 5

$$T_{\text{input}} = 40 \text{ }^{\circ}\text{C} = 313.15 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

Perhitungan entalpi masuk untuk aliran 5

Komponen	n (kmol)	Cp (kJ/Kmol)	ΔH (kJ)	ΔH (kkal)
CH ₄	0	0	0	0

C ₂ H ₆	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0
i-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
i-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
C ₆ H ₁₄	0	0	0	0
CO ₂	0	0	0	0
N ₂	0	0	0	0
H ₂ S	0	0	0	0
H ₂ O	1.530827345	2.76E+02	4.23E+02	101.11729
TEG	304.6346417	3.55E+01	1.08E+04	2587.647
Total	306.1654691	311.91	11249.78992	2688.7643

Untuk Aliran 9

T input = 35 °C = 308.15 °K

T ref = 25 °C = 298.15 °K

Perhitungan entalpi keluar untuk aliran 9

Komponen	n (kmol)	C _p (kJ/Kmol)	ΔH (kJ)	ΔH (kkal)
CH ₄	48.50741983	1.13E-08	5.49E-07	1.31E-07
C ₂ H ₆	2.557536135	1.75E-08	4.46E-08	1.07E-08
C ₃ H ₈	1.28368911	2.44E-08	3.14E-08	7.50E-09
i-C ₄ H ₁₀	0.262924276	3.13E-08	8.24E-09	1.97E-09
n-C ₄ H ₁₀	0.313540714	3.14E-08	9.86E-09	2.36E-09
i-C ₅ H ₁₂	0.111777967	4.01E-08	4.48E-09	1.07E-09
n-C ₅ H ₁₂	0.077330669	3.89E-08	3.01E-09	7.19E-10
C ₆ H ₁₄	0.12021404	4.57E-08	5.49E-09	1.31E-09
CO ₂	0.439378803	6.39E-09	2.81E-09	6.71E-10
N ₂	1.362425792	3.77E-09	5.14E-09	1.23E-09
H ₂ S	0.000984209	5.94E-09	5.84E-12	1.40E-12

H ₂ O	66.39674997	6.02E-09	3.99E-07	9.55E-08
TEG	304.6346417	2.09E-03	6.35E-01	1.52E-01
Total	426.0686132	0.0020861	0.63540436	0.1518653

Untuk Aliran 8

$$T_{\text{input}} = 35 \text{ }^{\circ}\text{C} = 308.15 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

Perhitungan entalpi keluar untuk aliran 8

Komponen	n (kmol)	C _p (kJ/Kmol)	ΔH (kJ)	ΔH (kkal)
CH ₄	436.8579977	1.13E-08	4.95E-06	1.18E-06
C ₂ H ₆	23.03317965	1.75E-08	4.02E-07	9.61E-08
C ₃ H ₈	11.56090875	2.44E-08	2.83E-07	6.75E-08
i-C ₄ H ₁₀	2.367896973	3.13E-08	7.42E-08	1.77E-08
n-C ₄ H ₁₀	2.823748797	3.14E-08	8.88E-08	2.12E-08
i-C ₅ H ₁₂	1.006672777	4.01E-08	4.04E-08	9.65E-09
n-C ₅ H ₁₂	0.696440286	3.89E-08	2.71E-08	6.48E-09
C ₆ H ₁₄	1.082648081	4.57E-08	4.94E-08	1.18E-08
CO ₂	3.957047081	6.39E-09	2.53E-08	6.04E-09
N ₂	12.27001159	3.77E-09	4.63E-08	1.11E-08
H ₂ S	0.008863785	5.94E-09	5.26E-11	1.26E-11
H ₂ O	4.14037804	6.02E-09	2.49E-08	5.95E-09
TEG	0	0	0	0
Total	499.8057935	2.628E-07	6.00753E-06	1.436E-06

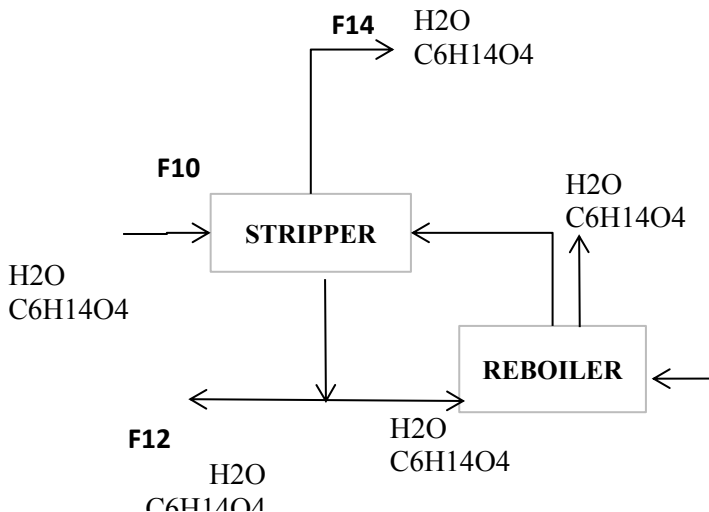
$$\begin{aligned} Q_{\text{serap}} &= Q_{\text{input}} - Q_{\text{ouput}} \\ &= 2688.76 - 0.1519 \\ &= 2688.612 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Tabel Neraca Energi Glycol Contactor

Komponen	Masuk	Keluar
----------	-------	--------

Komponen	ΔH_2 (kkal)	ΔH_{13} (kkal)	ΔH_{10} (kkal)	ΔH_9 (kkal)
CH ₄	1.31354E-06	0	1.31275E-07	1.182E-06
C ₂ H ₆	1.06758E-07	0	1.06694E-08	9.609E-08
C ₃ H ₈	7.50199E-08	0	7.49749E-09	6.752E-08
i-C ₄ H ₁₀	1.96966E-08	0	1.96848E-09	1.773E-08
n-C ₄ H ₁₀	2.35702E-08	0	2.3556E-09	2.121E-08
i-C ₅ H ₁₂	1.07221E-08	0	1.07156E-09	9.65E-09
n-C ₅ H ₁₂	7.19677E-09	0	7.19245E-10	6.478E-09
C ₆ H ₁₄	1.31297E-08	0	1.31218E-09	1.182E-08
CO ₂	6.71548E-09	0	6.71145E-10	6.044E-09
N ₂	1.229E-08	0	1.22827E-09	1.106E-08
H ₂ S	1.3975E-11	0	1.39666E-12	1.258E-11
H ₂ O	9.92098E-08	101.11729	9.5458E-08	5.953E-09
TEG	0	2587.647	0.151865033	0
Sub Total	1.68786E-06	2688.7643	0.151865287	1.436E-06
Qserap			2688.612	
Total	2688.764323		2688.764323	

5) Stripper Glycol Regenerator (D-220)



COH1404

Liquid Heat Capacity (J/kmol)					
Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
H ₂ O	276370	-2090.1	8.125	-0.0141	9E-06
C ₄ H ₁₁ NO ₂	184200	286			

(perry's 2-196)

$$T_{10} = 39 \text{ }^{\circ}\text{C} = 312.15 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$T_{14} = 100 \text{ }^{\circ}\text{C} = 373.15 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$T_{12} = 60 \text{ }^{\circ}\text{C} = 333.15 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

Perhitungan entalpi masuk untuk aliran 10

Komponen	n (kmol)	C _p (kJ/Kmol)	ΔH (kJ)	ΔH (kkal)
CH ₄	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0
i-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
i-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
C ₆ H ₁₄	0	0	0	0
N ₂	0	0	0	0
CO ₂	0	0	0	0
H ₂ S	0	0	0	0
H ₂ O	123.2984374	248.66273	3.07E+04	7327.8503
C ₄ H ₁₁ NO ₂	304.6346417	188.204	5.73E+04	13703.025
Total	427.9330791	436.86673	87993.18362	21030.876

Perhitungan entalpi keluar untuk aliran 12

Komponen	n (kmol)	C _p (kJ/Kmol)	ΔH (kJ)	ΔH (kkal)
----------	----------	--------------------------	---------	-----------

CH ₄	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0
i-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
i-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
C ₆ H ₁₄	0	0	0	0
N ₂	0	0	0	0
CO ₂	0	0	0	0
H ₂ S	0	0	0	0
H ₂ O	1.530827345	212.57846	3.25E+02	77.777467
C ₄ H ₁₁ NO ₂	304.6346417	194.21	5.92E+04	14140.319
Total	306.1654691	406.78846	59488.51469	14218.096

Perhitungan entalpi keluar untuk aliran 14

Komponen	n (kmol)	Cp (kJ/Kmol)	ΔH (kJ)	ΔH (kkal)
CH ₄	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0
i-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0
i-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0
C ₆ H ₁₄	0	0	0	0
N ₂	0	0	0	0
CO ₂	0	0	0	0
H ₂ S	0	0	0	0
H ₂ O	121.76761	159.65691	1.94E+04	4646.5203
C ₄ H ₁₁ NO ₂	0	0	0	0
Total	121.76761	159.65691	19441.04076	4646.5203

Menghitung panas latent H₂O

$$\begin{aligned}\text{Panas latent} &= n \times \lambda \quad 351 \\ &= 121.768 \times 83.867 \text{ kJ/kg (sumber: hysys)} \\ &= 10212.3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{H14} &= \text{Panas sensibel} + \text{panas latent} \\ &= 4646.52 + 10212 \\ &= 14858.8\end{aligned}$$

Neraca energi

$$\begin{aligned}\text{H10} + \text{Qreboiler} &= \text{H14} + \text{H12} + \text{Qloss} \\ 95\% \text{ Qreboiler} &= \text{H14} + \text{H12} - \text{H10} \\ &= 29077 - 21031 \\ &= \frac{8046.0388}{95\% \text{ Qreboiler}} \\ &= 8469.5145 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Qloss} &= 5\% \times \text{Qreboiler} \\ &= 5\% \times 8469.5 \\ &= 423.4757245 \text{ kkal}\end{aligned}$$

NERACA ENERGI SRIPPER			
Masuk	kkal	Keluar	kkal
H4	21030.87563	H7	14858.81815
Qreboiler	8469.514491	H8	14218.1
		Qloss	423.5
Total	29500.39012	Total	29500.39012

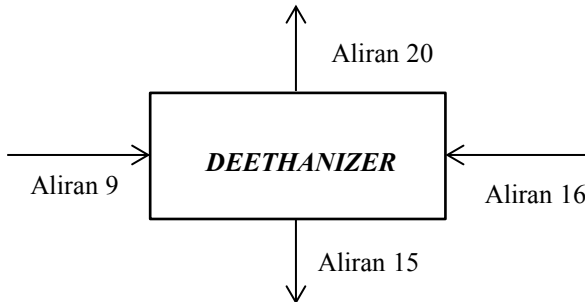
Steam yang digunakan (geankoplis, App A.2-9)

Steam jenuh yang digunakan = 100 °C dan tekanan 4,8 atm
dari steam tabel smith vanne diperoleh:

$$\text{Hreboiler} = n \times \lambda$$

$$\begin{aligned}
 n &= \frac{8469.51}{519.644} \\
 &= 16.2987 \text{ kkal} \\
 &= 68.1937 \text{ kj}
 \end{aligned}$$

6) Deethanizer (D-310)



Neraca panas over all untuk kolom distilasi :

$$\Sigma \text{ Panas masuk} = \Sigma \text{ Panas Keluar}$$

$$F.HF + Q_r = D.HI + B.H + Q_c + Q_{\text{loss}}$$

Ideal gas heat capacity C_p (J/kmol.K)					
Komp	C1	C2	C3	C4	C5
CH ₄	3.3E-06	8E-06	0.00209	4.2E-06	991.96
C ₂ H ₆	4E-06	1.3E-05	0.00166	7.3E-06	752.87
C ₃ H ₈	5.2E-06	1.9E-05	0.00163	1.2E-05	723.6
i-C ₄ H ₁₀	6.5E-06	2.5E-05	0.00159	1.6E-05	706.99
n-C ₄ H ₁₀	7.1E-06	2.4E-05	0.00163	1.5E-05	730.42
i-C ₅ H ₁₂	7.5E-06	3.3E-05	0.00155	1.9E-05	666.7
n-C ₅ H ₁₂	8.8E-06	3E-05	0.00165	1.9E-05	747.6
C ₆ H ₁₄	1E-05	3.5E-05	0.00169	2.4E-05	761.6
CO ₂	2.9E-06	3.5E-06	0.00143	2.6E-06	588
N ₂	2.9E-06	8.6E-07	0.0017	1E-08	909.79
H ₂ S	3.3E-06	2.6E-06	0.00091	-1.8E-06	949.4

H2O	3.3E-06	2.7E-06	0.00261	8.9E-07	1169
TEG	0.82	1.278	1.698	0.929	-754

(Sumber: Perry 2-178)

Panas pada feed F 9:

T bubble feed = 40 °C = 313.15 °C

T ref = 25 °C = 298.15 °C

Komp	n (kmol)	Cp (kJ/Kmol)	ΔH (kJ)	ΔH (kkal)
CH4	9.269466672	1.13E-08	1.05E-07	2.51E-08
C2H6	4.887292718	1.75E-08	8.53E-08	2.04E-08
C3H8	44.16565019	2.44E-08	1.08E-06	2.58E-07
i-C4H10	21.35873197	3.13E-08	6.69E-07	1.60E-07
n-C4H10	21.45545684	3.14E-08	6.74E-07	1.61E-07
i-C5H12	0.213600754	4.01E-08	8.57E-09	2.05E-09
n-C5H12	0.147774106	3.89E-08	5.75E-09	1.37E-09
C6H14	0.229721565	4.57E-08	1.05E-08	2.51E-09
CO2	0.839625604	6.39E-09	5.37E-09	1.28E-09
N2	2.603511074	3.77E-09	9.82E-09	2.35E-09
H2S	0.001880761	5.94E-09	1.12E-11	2.67E-12
H2O	0.878525664	6.02E-09	5.28E-09	1.26E-09
Total	106.0512379	2.6278E-07	2.65833E-06	6.3536E-07

Panas pada distilat F 19:

T bubble feed = 65 °C = 338.15 °C

T ref = 25 °C = 298.15 °C

Komp	n (kmol)	Cp (kJ/Kmol)	ΔH (kJ)	ΔH (kkal)
CH4	9.223119339	1.1323E-08	1.04434E-07	2.496E-08
C2H6	4.862856254	1.7455E-08	8.48792E-08	2.0287E-08
C3H8	0	2.4437E-08	0	0
i-C4H10	0	3.1325E-08	0	0

n-C4H10	0	3.1434E-08	0	0
i-C5H12	0	4.011E-08	0	0
n-C5H12	0	3.8915E-08	0	0
C6H14	0	4.567E-08	0	0
CO2	0.839625604	6.391E-09	0	0
N2	2.603511074	3.772E-09	9.82044E-09	2.3471E-09
H2S	0.001880761	5.9374E-09	1.11668E-11	2.6689E-12
H2O	0.878525664	6.0153E-09	5.2846E-09	1.263E-09
Total	18.4095187	2.6278E-07	2.0443E-07	4.886E-08

Panas pada bottom F 15:

$$T = 40^{\circ}\text{C} = 313.15^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C} = 298.15^{\circ}\text{C}$$

Komp	n (kmol)	Cp (kJ/Kmol)	ΔH (kJ)	ΔH (kkal)
CH4	0.046347333	1.1323E-08	5.24795E-10	1.2543E-10
C2H6	0.024436464	1.7455E-08	4.26529E-10	1.0194E-10
C3H8	17.62126836	2.4437E-08	4.30611E-07	1.0292E-07
i-C4H10	6.255894034	3.1325E-08	1.95966E-07	4.6837E-08
n-C4H10	6.352618904	3.1434E-08	1.99688E-07	4.7727E-08
i-C5H12	0.213600754	4.011E-08	8.56753E-09	2.0477E-09
n-C5H12	0.147774106	3.8915E-08	5.75063E-09	1.3744E-09
C6H14	0.229721565	4.567E-08	1.04914E-08	2.5075E-09
CO2	0	6.391E-09	0	0
N2	0	3.772E-09	0	0
H2S	0	5.9374E-09	0	0
H2O	0	6.0153E-09	0	0
Total	30.89166152	2.6278E-07	8.52026E-07	2.0364E-07

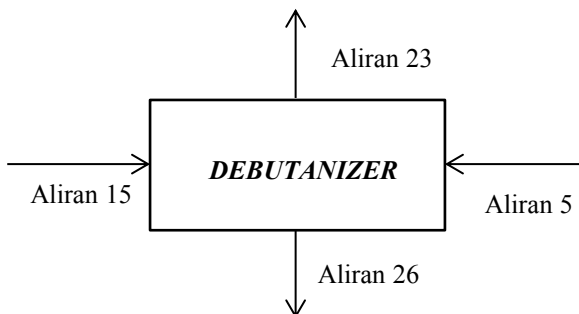
$$Q_{\text{loss}} = \text{feed} - (\text{distilat} + \text{bottom})$$

$$= 6.4\text{E-}07 - 5\text{E-}08 + 2\text{E-}07$$

$$= 3.8\text{E-}07$$

Komponen	Masuk	Keluar	
	ΔH_9 (kkal)	ΔH_{15} (kkal)	ΔH_{19} (kkal)
CH ₄	2.51E-08	2.496E-08	1.25429E-10
C ₂ H ₆	2.04E-08	2.0287E-08	1.01943E-10
C ₃ H ₈	2.58E-07	0	1.02918E-07
i-C ₄ H ₁₀	1.60E-07	0	4.6837E-08
n-C ₄ H ₁₀	1.61E-07	0	4.77266E-08
i-C ₅ H ₁₂	2.05E-09	0	2.04769E-09
n-C ₅ H ₁₂	1.37E-09	0	1.37443E-09
C ₆ H ₁₄	2.51E-09	0	2.5075E-09
CO ₂	1.28E-09	0	0
N ₂	2.35E-09	2.3471E-09	0
H ₂ S	2.67E-12	2.6689E-12	0
H ₂ O	1.26E-09	1.263E-09	0
Sub Total	6.35355E-07	4.886E-08	2.03639E-07
Qserap		3.82856E-07	
Total	6.35355E-07	6.35355E-07	

7) Debutanizer (D-320)



Neraca panas over all untuk kolom distilasi :

$$\Sigma \text{ Panas masuk} = \Sigma \text{ Panas Keluar}$$

$$F.HF + Q_r = D.HI + B.H + Q_c + Q_{loss}$$

Ideal gas heat capacity C_p (J/kmol.K)					
Komp	C1	C2	C3	C4	C5
CH ₄	3.3E-06	8E-06	0.00209	4.2E-06	991.96
C ₂ H ₆	4E-06	1.3E-05	0.00166	7.3E-06	752.87
C ₃ H ₈	5.2E-06	1.9E-05	0.00163	1.2E-05	723.6
i-C ₄ H ₁₀	6.5E-06	2.5E-05	0.00159	1.6E-05	706.99
n-C ₄ H ₁₀	7.1E-06	2.4E-05	0.00163	1.5E-05	730.42
i-C ₅ H ₁₂	7.5E-06	3.3E-05	0.00155	1.9E-05	666.7
n-C ₅ H ₁₂	8.8E-06	3E-05	0.00165	1.9E-05	747.6
C ₆ H ₁₄	1E-05	3.5E-05	0.00169	2.4E-05	761.6
CO ₂	2.9E-06	3.5E-06	0.00143	2.6E-06	588
N ₂	2.9E-06	8.6E-07	0.0017	1E-08	909.79
H ₂ S	3.3E-06	2.6E-06	0.00091	-1.8E-06	949.4
H ₂ O	3.3E-06	2.7E-06	0.00261	8.9E-07	1169
TEG	0.82	1.278	1.698	0.929	-754

(Sumber: Perry 2-178)

Panas pada feed F 15:

$$T_{\text{bubble feed}} = 40\text{ }^{\circ}\text{C} = 313.15\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{ref}} = 25\text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15\text{ }^{\circ}\text{C}$$

Komp	n (kmol)	C_p (kJ/Kmol)	ΔH (kJ)	ΔH (kkal)
CH ₄	0.046347333	1.13E-08	5.25E-10	1.25E-10
C ₂ H ₆	0.024436464	1.75E-08	4.27E-10	1.02E-10
C ₃ H ₈	17.62126836	2.44E-08	4.31E-07	1.03E-07
i-C ₄ H ₁₀	6.255894034	3.13E-08	1.96E-07	4.68E-08
n-C ₄ H ₁₀	6.352618904	3.14E-08	2.00E-07	4.77E-08
i-C ₅ H ₁₂	0.213600754	4.01E-08	8.57E-09	2.05E-09
n-C ₅ H ₁₂	0.147774106	3.89E-08	5.75E-09	1.37E-09
C ₆ H ₁₄	0.229721565	4.57E-08	1.05E-08	2.51E-09

Total	30.89166152	2.4067E-07	8.52026E-07	2.0364E-07
-------	-------------	------------	-------------	------------

Panas pada distilat F 15:

T bubble feed = 115 °C = 388.15 °C

T ref = 25 °C = 298.15 °C

Komp	n (kmol)	Cp (kJ/Kmol)	ΔH (kJ)	ΔH (kkal)
CH ₄	0.046115597	1.1323E-08	5.22172E-10	1.248E-10
C ₂ H ₆	0.024314281	1.7455E-08	4.24399E-10	1.0143E-10
C ₃ H ₈	5.656427142	2.4437E-08	1.38228E-07	3.3037E-08
i-C ₄ H ₁₀	5.345661452	3.1326E-08	1.67456E-07	4.0023E-08
n-C ₄ H ₁₀	5.428312853	3.1434E-08	1.70636E-07	4.0783E-08
i-C ₅ H ₁₂	0.21253275	4.0112E-08	8.52502E-09	2.0375E-09
n-C ₅ H ₁₂	0.147035236	3.8915E-08	5.72192E-09	1.3676E-09
C ₆ H ₁₄	0.22742435	4.567E-08	1.03865E-08	2.4824E-09
Total	17.08782366	2.4067E-07	5.01899E-07	1.1996E-07

Panas pada bottom F 15:

T = 107 °C = 380.15 °C

T ref = 25 °C = 298.15 °C

Komp	n (kmol)	Cp (kJ/Kmol)	ΔH (kJ)	ΔH (kkal)
CH ₄	0.046347333	1.1323E-08	5.24795E-10	1.2543E-10
C ₂ H ₆	0.024436464	1.7455E-08	4.26529E-10	1.0194E-10
C ₃ H ₈	44.16565019	2.4437E-08	1.07928E-06	2.5795E-07
i-C ₄ H ₁₀	21.35873197	3.1325E-08	6.69066E-07	1.5991E-07
n-C ₄ H ₁₀	21.45545684	3.1434E-08	6.74433E-07	1.6119E-07
i-C ₅ H ₁₂	0.213600754	4.011E-08	8.56762E-09	2.0477E-09
n-C ₅ H ₁₂	0.147774106	3.8915E-08	5.75064E-09	1.3744E-09
C ₆ H ₁₄	0.229721565	4.567E-08	1.04914E-08	2.5075E-09

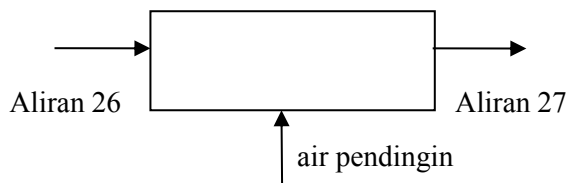
Total	87.64171923	2.4067E-07	2.44854E-06	5.8521E-07
-------	-------------	------------	-------------	------------

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{loss}} &= \text{feed} - (\text{distilat} + \text{bottom}) \\
 &= 2\text{E-}07 - 1\text{E-}07 + 5.9\text{E-}07 \\
 &= -5\text{E-}07
 \end{aligned}$$

Neraca Energi *Debutanizer*

Komp	Masuk	Keluar	
CH ₄	1.25429E-10	1.248E-10	1.25429E-10
C ₂ H ₆	1.01943E-10	1.0143E-10	1.01943E-10
C ₃ H ₈	1.02918E-07	3.3037E-08	2.57954E-07
i-C ₄ H ₁₀	4.6837E-08	4.0023E-08	1.5991E-07
n-C ₄ H ₁₀	4.77266E-08	4.0783E-08	1.61193E-07
i-C ₅ H ₁₂	2.04769E-09	2.0375E-09	2.04771E-09
n-C ₅ H ₁₂	1.37443E-09	1.3676E-09	1.37444E-09
C ₆ H ₁₄	2.5075E-09	2.4824E-09	2.5075E-09
Sub Total	2.03639E-07	1.1996E-07	5.8521E-07
Qserap		-5.01533E-07	
Total	2.03639E-07	2.03639E-07	

8) *Kompresor (P-411)*



Neraca Energi : $H_{25} + W = H_{26}$

UNTUK ALIRAN 25

$$T_{\text{ref}} = 298.15 \text{ } ^\circ\text{K}$$

Pref = 1 bar
 R = 8.314 kJ/kmol K
 T25 = 107 °C = 380.15 °K
 P25 = 7.09275 bar
 τ_{25} = 1.27503
 η = 75%

Ideal gas heat capacity C_p (J/kmol.K)					
Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
CH ₄	3.3E-06	8.0E-06	0.0021	4.2E-06	991.96
C ₂ H ₆	4.0E-06	1.3E-05	0.0017	7.3E-06	752.87
C ₃ H ₈	5.2E-06	1.9E-05	0.0016	1.2E-05	723.6
i-C ₄ H ₁₀	6.5E-06	2.5E-05	0.0016	1.6E-05	706.99
n-C ₄ H ₁₀	7.1E-06	2.4E-05	0.0016	1.5E-05	730.42
i-C ₅ H ₁₂	7.5E-06	3.3E-05	0.0015	1.9E-05	666.7
n-C ₅ H ₁₂	8.8E-06	3.0E-05	0.0017	1.9E-05	747.6
C ₆ H ₁₄	1.0E-05	3.5E-05	0.0017	2.4E-05	761.6
H ₂ O	276370	-2090.1	8.125	-0.0141	9E-06

(Sumber: Perry 2-198)

Pertama-tama, kompresor diasumsikan bekerja dengan efisiensi 100%.

Hal ini berarti kompresor bekerja secara isentropis.

PERHITUNGAN UNTUK STREAM 25

Komponen	BM	Massa	Mol	Fraksi
CH ₄	16	7.38E-01	0.0461	0.0027
C ₂ H ₆	30	7.29E-01	0.0243	0.0014
C ₃ H ₈	44	2.5E+02	5.6564	0.331
i-C ₄ H ₁₀	58	3.1E+02	5.3457	0.3128
n-C ₄ H ₁₀	58	3.1E+02	5.4283	0.3177
i-C ₅ H ₁₂	72	1.5E+01	0.2125	0.0124
n-C ₅ H ₁₂	72	1.1E+01	0.147	0.0086

C ₆ H ₁₄	86	2.0E+01	0.2274	0.0133
Total			17.088	1

$$[Cp]^0 : C1 + C2[(C3/T)/(SINH(C3/T))]^2 + C4[(C5/T)/(COSH(C5/T))]^2$$

$$\frac{\Delta S^{ig}}{R} = \frac{(Cp^{ig})_s}{R} \ln \frac{T}{T_0} - \ln \frac{P}{P_0} \quad (Smith \ Van \ Ness \ 5.18)$$

$$\frac{S^R}{R} = \ln(Z - \beta) + \left[\frac{d \ln \alpha(T_r)}{d \ln T_r} \right] qI \quad (Smith \ Van \ Ness \ 6.64)$$

Data Tc,Pc untuk Stream 25

Komponen	Tc(K)	Pc(bar)	σ	ε	Ω	ψ
CH ₄	190.6	46	1.00	0	0.08	0.50
C ₂ H ₆	305.4	48.8	1.00	0	0.08	0.50
C ₃ H ₈	369.8	42.5	1.00	0	0.08	0.50
i-C ₄ H ₁₀	408.1	36.5	1.00	0	0.08	0.50
n-C ₄ H ₁₀	425.5	38	1.00	0	0.08	0.50
i-C ₅ H ₁₂	460.4	33.8	1.00	0	0.08	0.50
n-C ₅ H ₁₂	469.6	33.7	1.00	0	0.08	0.50
C ₆ H ₁₄	507.4	29.7	1.00	0	0.08	0.50
H ₂ O	647.30	220.50	1.00	0	0.08	0.50
Total	3784.10	529.50	9.00	0	0.72	4.50

(Smith Van Ness App B)

$$T_r = \frac{T}{T_c}, P_r = \frac{P}{P_c} \quad (Smith \ Van \ Ness)$$

$$\beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad (Smith \ Van \ Ness \ 3.50)$$

$$\alpha(Tr) = Tr^{-1.2} \quad (Smith \ Van \ Ness \ 3.51)$$

$$q = \psi \frac{\alpha(Tr)}{\Omega Tr} \quad (Smith \ Van \ Ness \ 3.51)$$

3211

$$Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \varepsilon\beta)(Z + \sigma\beta)} \quad (\text{Smith Van Ness 3.49})$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \varepsilon} \ln \left[\frac{Z + \sigma\beta}{Z + \varepsilon\beta} \right] \quad (\text{Smith Van Ness 6.62b})$$

$$\frac{H^R}{RT} = Z - 1 + \left[\frac{d \ln \alpha(Tr)}{d \ln Tr} - 1 \right] qI \quad (\text{Smith Van Ness 3.64})$$

$$\frac{\Delta S^{ig}}{R} = \frac{(Cp^{ig})_s}{R} \ln \frac{T}{T_0} - \ln \frac{P}{P_0} \quad (\text{Smith Van Ness 3.65})$$

$$\frac{S^R}{R} = \ln(Z - \beta) + \left[\frac{d \ln \alpha(Tr)}{d \ln Tr} \right] qI \quad (\text{Smith Van Ness 5.18})$$

$$\Delta S = \Delta S^{ig} + S^R$$

$$\begin{aligned} Tr &= 0.10046 \\ Pr &= 0.0134 \\ \beta &= 0.01067 \\ \alpha(Tr) &= 4.97711 \\ q &= 309.646 \\ Z &= 9.27795 \\ I &= 0 \\ H16^f &= 4.47E+05 \\ S16R &= 2.22649 \\ <Cp16^{ig}>_t &= 0.00E+00 \\ \Delta S^{ig} &= -278.32 \end{aligned}$$

UNTUK ALIRAN 26

$$\begin{aligned} Tref &= 298.15 & ^\circ K \\ Pref &= 1 & \text{bar} \\ R &= 8.314 & \text{kJ/kmol K} \\ T26 &= 145 & ^\circ C = 418.15 \text{ } ^\circ K \\ P26 &= 15.1988 & \text{bar} \\ \tau 26 &= 1.40248 \end{aligned}$$

$$\eta = 75\%$$

PERHITUNGAN UNTUK STREAM 26

Komponen	BM	Massa	Mol	Fraksi
CH ₄	16	7.38E-01	0.0461	0.0027
C ₂ H ₆	30	7.29E-01	0.0243	0.0014
C ₃ H ₈	44	2.5E+02	5.6564	0.331
i-C ₄ H ₁₀	58	3.1E+02	5.3457	0.3128
n-C ₄ H ₁₀	58	3.1E+02	5.4283	0.3177
i-C ₅ H ₁₂	72	1.5E+01	0.2125	0.0124
n-C ₅ H ₁₂	72	1.1E+01	0.147	0.0086
C ₆ H ₁₄	86	2.0E+01	0.2274	0.0133
Total		9.2E+02	17.088	1

Data A,B,C,D untuk perhitungan Cp pada Stream 18

Komponen	A	B	C	D
CH ₄	1.702	0.00908	-2E-06	0
C ₂ H ₆	1.131	0.01923	-6E-06	0
C ₃ H ₈	1.213	0.02879	-9E-06	0
i-C ₄ H ₁₀	1.677	0.03785	-1E-05	0
n-C ₄ H ₁₀	1.935	0.03692	-1E-05	0
i-C ₅ H ₁₂	2.464	0.04535	-1E-05	0
n-C ₅ H ₁₂	2.464	0.04535	-1E-05	0
C ₆ H ₁₄	3.025	0.05372	-2E-05	0
Total	15.611	0.27628	-8E-05	0

Data A,B,C,D untuk perhitungan Cp pada Stream 18 setelah dikalikan fraksi

Komponen	Fraksi	Ay	By	Cy	Dy
CH ₄	0.0027	0.00459	2E-05	-6E-09	0
C ₂ H ₆	0.00142	0.00161	3E-05	-8E-09	0
C ₃ H ₈	0.33102	0.40153	0.0095	-3E-06	0

i-C ₄ H ₁₀	0.31283	0.52462	0.0118	-4E-06	0
n-C ₄ H ₁₀	0.31767	0.61469	0.0117	-4E-06	0
i-C ₅ H ₁₂	0.01244	0.03065	0.0006	-2E-07	0
n-C ₅ H ₁₂	0.0086	0.0212	0.0004	-1E-07	0
C ₆ H ₁₄	0.01331	0.04026	0.0007	-2E-07	0
Total	1	1.63916	0.0348	-1E-05	0

Menghitung Cp :

$$\frac{\langle Cp \rangle_H}{R} = \sum A + \frac{\sum B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{\sum C}{3} T_0^2(\tau^2 + \tau + 1) + \frac{\sum D}{\tau T_0^2}$$

Keterangan

Suku 1 = 1.64

Suku 2 = 9.08340274

Suku 3 = -1.4001016

Suku 4 = 0

<Cp>₂₆^{ig}/H = 77.5069181 kJ/kmol K

ΔH₂₆^{ig} = 158930.946 kJ

Data T_c,P_c untuk Stream 26

Komponen	T _c (K)	P _c (bar)	σ	ε	Ω	ψ
CH ₄	190.6	46	1.00	0.00	0.09	0.43
C ₂ H ₆	305.4	48.8	1.00	0.00000	0.09	0.43
C ₃ H ₈	369.8	42.5	1.00	0.00000	0.09	0.43
i-C ₄ H ₁₀	408.1	36.5	1.00	0.00000	0.09	0.43
n-C ₄ H ₁₀	425.5	38	1.00	0.00000	0.09	0.43
i-C ₅ H ₁₂	460.4	33.8	1.00	0.00000	0.09	0.43
n-C ₅ H ₁₂	469.6	33.7	1.00	0.00000	0.09	0.43
C ₆ H ₁₄	507.4	29.7	1.00	0.00000	0.09	0.43
TOTAL	3136.80	309.00				

$$T_r = \frac{T}{T_c}, P_r = \frac{P}{P_c}$$

$$\beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad (\text{Smith Van Ness 3.50})$$

$$\alpha(T_r) = Tr^{-1/2} \quad (\text{Smith Van Ness 3.51})$$

$$q = \psi \frac{\alpha (Tr)}{\Omega Tr} \quad (Smith Van Ness 3.51)$$

Komponen	Fraksi	yTc(K)	yPc(bar)
CH ₄	0.0027	0.51438	0.1241
C ₂ H ₆	0.00142	0.43455	0.0694
C ₃ H ₈	0.33102	122.412	14.068
i-C ₄ H ₁₀	0.31283	127.668	11.418
n-C ₄ H ₁₀	0.31767	135.169	12.072
i-C ₅ H ₁₂	0.01244	5.7263	0.4204
n-C ₅ H ₁₂	0.0086	4.04076	0.29
C ₆ H ₁₄	0.01331	6.75306	0.3953
TOTAL	1	402.718	38.858

Tr	Pr	β	α (Tr)	q
0.133305	0.39114	0.26408	2.7389	98.165

$$Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \varepsilon\beta)(Z + \sigma\beta)} \quad (Smith Van Ness 3.49)$$

$$Z = 1.012132377$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \varepsilon} \ln \left[\frac{Z + \sigma\beta}{Z + \varepsilon\beta} \right] \quad (Smith Van Ness 6.62b)$$

$$I = 0.231834228$$

$$\frac{H^R}{RT} = Z - 1 + \left[\frac{d \ln \alpha(Tr)}{d \ln Tr} - 1 \right] qI \quad (Smith Van Ness 6.64)$$

$$H_{26}^R = -1578.93702 \text{ kJ}$$

$$H_{26} = \Delta H^{ig} + H^R + H_V$$

$$H_{26} = 157352 \quad \text{kJ}$$

$$\frac{(Cp^{ig})_s}{R} = A + \left[BT_0 + \left(CT_0^2 + \frac{D}{\tau^2 T_0^2} \right) \left(\frac{\tau+1}{2} \right) \right] \left(\frac{\tau-1}{\ln \tau} \right)$$

$$\begin{array}{ccccc} \text{suku1} & \text{suku2} & \text{suku3} & \text{suku4} & \text{suku5} \\ 10.38103 & -0.9613 & 0 & 1.2012 & 1.1899 \\ \langle Cp_{26}^{ig} \rangle_s / R & = & 12.6176822 & \text{kJ/kmol K} \end{array}$$

$$\frac{\Delta S^{ig}}{R} = \frac{(Cp^{ig})_s}{R} \ln \frac{T}{T_0} - \ln \frac{P}{P_0}$$

$$\Delta S^{ig} = 2.20E+02 \quad \text{kJ}$$

$$\frac{S^R}{R} = \ln(Z - \beta) + \left[\frac{d \ln \alpha(Tr)}{d \ln Tr} \right] qI \quad (\text{Smith Van Ness 6.65})$$

$$S_{26}^R = -94.8956102 \quad \text{kJ}$$

$$\Delta S = \Delta S^{ig} + S^R$$

$$\Delta S_{26} = 1.25E+02 \quad \text{kJ}$$

Dari hasil trial diperoleh nilai T₂₆ yaitu = 145 °C

$$\begin{aligned} W_{\max} &= H_{26} - H_{25} \\ &= -4.49E+05 \quad \text{kJ} \\ W_{\text{actual}} &= -3.36E+05 \quad \text{kJ} \end{aligned}$$

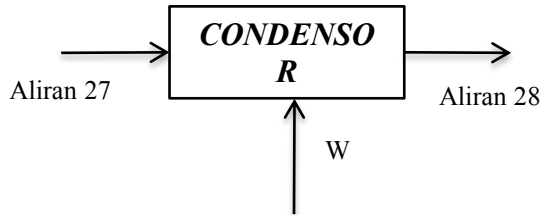
Dari W_{actual} tersebut, maka dapat dicari nilai ΔH₂₆ dan T₂₆ yang sebenarnya (η = 75%)

$$\begin{aligned} H_{26} &= 1.11E+05 \quad \text{kJ} \\ H_{26} &= 145 \quad \text{C} \end{aligned}$$

NERACA ENERGI KOMPRESOR (P-411)			
Masuk	kkal	Keluar	kkal
H25	0	H26	0

W	0		
Total	0	Total	0

9) Condenssor (E-412)



Kebutuhan Air Pendingin

T input	=	30 °C	=	303.15 °K	388.04 kJ/kmol
T output	=	45 °C	=	318.15 °K	1516.9 kJ/kmol

Menghitung entalpi aliran bahan (vapor) masuk :

T input	=	145 °C	=	418.15 °K
T output	=	45 °C	=	318.15 °K
T ref	=	25 °C	=	298.15 °K

Perhitungan Entalpi Masuk

Komponen	n (kmol)	pv.dt (kJ/km	Hin (kJ)		
CH4	7.38E-01	3.24E+04	2.39E+04		
C2H6	7.29E-01	2.58E+04	1.88E+04		
C3H8	2.49E+02	2.53E+04	6.31E+06		
i-C4H10	3.10E+02	2.47E+04	7.67E+06		
n-C4H10	3.15E+02	2.54E+04	8.00E+06		
i-C5H12	1.53E+01	2.41E+04	3.69E+05		
n-C5H12	1.06E+01	2.57E+04	2.73E+05		
C6H14	1.96E+01	2.65E+04	5.18E+05		
Total	920.687971	Total	2.32E+07		
Liquid Heat Capacity (J/kmol)					
Komponen	C1	C2	C3	C4	C5

CH ₄	65.708	38883	-258	614.07	
C ₂ H ₆	44.009	89718	918.77	-1886	
C ₃ H ₈	62.983	113630	633.21	-873.46	
i-C ₄ H ₁₀	172370	-1783.9	14.759	-0.0479	6E-05
n-C ₄ H ₁₀	64.73	161840	983.41	-1431.5	
i-C ₅ H ₁₂	108300	146	-0.292	-0.0015	
n-C ₅ H ₁₂	159080	-270.5	0.9954		
C ₆ H ₁₄	172120	-183.78	0.8873		
H ₂ O	276370	-2090.1	8.125	-0.0141	9E-06
NH ₃	61.289	80925	799.4	-2651	0

(perry's 2-196)

Heat of Vaporization (J/kmol)					
Komponen	C1	C2	C3	C4	Tr
CH ₄	1E-07	0.26087	-0.147	0.2215	0
C ₂ H ₆	2.1E-07	0.60646	-0.555	0.328	0
C ₃ H ₈	2.9E-07	0.78237	-0.773	0.3925	0
i-C ₄ H ₁₀	3.2E-07	0.39001			0
n-C ₄ H ₁₀	3.6E-07	0.8337	-0.823	0.3961	0
i-C ₅ H ₁₂	3.8E-07	0.39173			0
n-C ₅ H ₁₂	3.9E-07	0.38681			0
C ₆ H ₁₄	4.5E-06	0.39002			0
H ₂ O	5.2E-07	0.3199	-0.212	0.258	0

(perry's 2-150)

Menghitung entalpi aliran bahan (liquid) keluar:

T input = 45 °C = 318.15 °K

T ref = 25 °C = 298.15 °K

Komponen	n (kmol)	pLdt (kJ/km)	Hout (kJ)
CH ₄	7.38E-01	1.09E+08	8.07E+07
C ₂ H ₆	7.29E-01	1.19E+09	8.71E+08
C ₃ H ₈	2.49E+02	1.39E+09	3.46E+11

i-C4H10	3.10E+02	2.05E+07	6.34E+09
n-C4H10	3.15E+02	2.03E+09	6.38E+11
i-C5H12	1.53E+01	2.51E+06	3.84E+07
n-C5H12	1.06E+01	3.41E+06	3.61E+07
C6H14	1.96E+01	4.00E+06	7.81E+07
Total	920.687971	Total	9.92E+11

Menghitung entalpi penguapan

$$T_{\text{input}} = 145 \text{ }^{\circ}\text{C} = 418.15 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

Komponen	n (kmol)	ΔH_V (kJ/kmol)	ΔH_V (kJ/kmo
CH4	7.38E-01	0.00E+00	0.00E+00
C2H6	7.29E-01	0.00E+00	0.00E+00
C3H8	2.49E+02	0.00E+00	0.00E+00
i-C4H10	3.10E+02	0.00E+00	0.00E+00
n-C4H10	3.15E+02	0.00E+00	0.00E+00
i-C5H12	1.53E+01	0.00E+00	0.00E+00
n-C5H12	1.06E+01	0.00E+00	0.00E+00
C6H14	1.96E+01	0.00E+00	0.00E+00
Total	920.687971	Total	0

Neraca Panas Over All Condenser :

$$\begin{aligned}
 H_{\text{in}} + \Delta H_V &= H_{\text{out}} + Q_c \\
 n \cdot \int C_{p_V} dt + n \cdot \Delta H_V &= n \cdot \int C_{p_L} dt + Q_c \\
 Q_c &= n \cdot \int C_{p_V} dt + n \cdot \Delta H_V - n \cdot \int C_{p_L} dt \\
 Q_c &= 2\text{E}+07 + 0 - 1\text{E}+12 \\
 Q_c &= -9.92\text{E}+11 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Menghitung kebutuhan air pendingin :

Entalpi air pendingin masuk :

$$\begin{aligned}
 Q_c &= m_a \times \int C_p dt \\
 &= (m_a \times 388.04) \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Entalpi air pendingin keluar :

$$Q_c = m_a \times \int C_p dt$$

$$= (m_a \times \text{#####}) \text{ kJ}$$

Q yang diserap air pendingin :

$$Q_c = Q_{\text{keluar}} - Q_{\text{masuk}}$$

$$= ((1128.86) \times m_a) \text{ kJ}$$

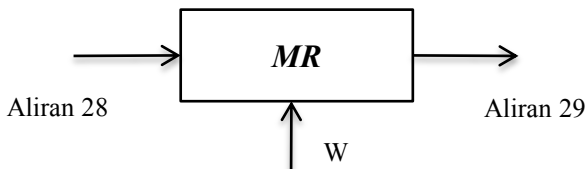
$$Q_c = -9.92\text{E}+11 \text{ kJ}$$

$$m_a = \frac{-9.91973\text{E}+11}{1128.86}$$

$$= -878739091.4 \text{ kg/h}$$

NERACA ENERGI KONDENSOR (E-412)			
Masuk		Keluar	
Komponen	Entalpi (kkal)	Komponen	Entalpi (kkal)
CH ₄	0.00E+00	CH ₄	0.00E+00
C ₂ H ₆	0.00E+00	C ₂ H ₆	0.00E+00
C ₃ H ₈	0.00E+00	C ₃ H ₈	0.00E+00
i-C ₄ H ₁₀	0.00E+00	C ₄ H ₁₀	0.00E+00
n-C ₄ H ₁₀	0.00E+00	C ₅ H ₁₂	0.00E+00
i-C ₅ H ₁₂	0.00E+00	C ₄ H ₁₀	0.00E+00
n-C ₅ H ₁₂	0.00E+00	C ₅ H ₁₂	0.00E+00
C ₆ H ₁₄	0.00E+00	C ₆ H ₁₄	0.00E+00
ΔH _v	0.00E+00	Q serap	0.00E+00
Total	0	Total	0

10) Mixed Refrigerant (E-410)



T input	=	=	45 °C	=	318.15 °K
T output	=	=	-48.3 °C	=	224.85 °K
T ref	=	=	25 °C	=	298.15 °K
T amoniak masuk	=	=	-60 °C	=	213.15 °K

Perhitungan Entalpi Masuk

Komponen	n (kmol)	pLdt (kJ/kmol)	Hin (kJ)
CH ₄	7.38E-01	1.09E+08	8.07E+07
C ₂ H ₆	7.29E-01	1.19E+09	8.71E+08
C ₃ H ₈	2.49E+02	1.39E+09	3.46E+11
i-C ₄ H ₁₀	3.10E+02	2.05E+07	6.34E+09
n-C ₄ H ₁₀	3.15E+02	2.03E+09	6.38E+11
i-C ₅ H ₁₂	1.53E+01	2.51E+06	3.84E+07
n-C ₅ H ₁₂	1.06E+01	3.41E+06	3.61E+07
C ₆ H ₁₄	1.96E+01	4.00E+06	7.81E+07
Total	9.21E+02	Total	9.92E+11

Perhitungan Entalpi Keluar

Komponen	n (kmol)	pLdt (kJ/kmol)	Hout (kJ)
CH ₄	7.38E-01	2.65E+08	1.95E+08
C ₂ H ₆	7.29E-01	3.83E+09	2.80E+09
C ₃ H ₈	2.49E+02	4.21E+09	1.05E+12
i-C ₄ H ₁₀	3.10E+02	5.28E+07	1.64E+10
n-C ₄ H ₁₀	3.15E+02	6.15E+09	1.94E+12
i-C ₅ H ₁₂	1.53E+01	9.26E+06	1.42E+08
n-C ₅ H ₁₂	1.06E+01	1.15E+07	1.22E+08
C ₆ H ₁₄	1.96E+01	1.36E+07	2.65E+08
Total	9.21E+02	Total	3.00E+12

Menghitung kebutuhan air pendingin :

Entalpi amoniak pendingin masuk :

$$Q = m \times \int C_p dt$$

$$= m \times 0$$

Neraca panas overall Mixed Refrigerant:

$$H \text{ masuk} = H \text{ keluar} + Q \text{ serap}$$

$$9.92E+11 = 3.00E+12 + ((0) \times m)$$

$$m = \#DIV/0! \text{ kg/h} = \#DIV/0! \text{ ton/h}$$

Sehingga :

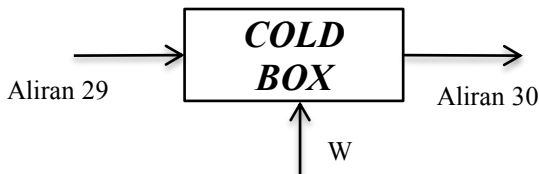
$$Q \text{ yang diserap air pendingin} = \#DIV/0! \times 0$$

$$= \#DIV/0! \text{ kJ}$$

Neraca Energi Mixed Refrigerant

Masuk		Keluar	
Komponen	Entalpi (kkal)	Komponen	Entalpi (kkal)
CH4	0	CH4	0
C2H6	0	C2H6	0
C3H8	0	C3H8	0
i-C4H10	0	C4H10	0
n-C4H10	0	C5H12	0
i-C5H12	0	C4H10	0
n-C5H12	0	C5H12	0
C6H14	0	C6H14	0
		Q serap	0
Total	0	Total	0

11) Cold Box (E-420)



$$T \text{ input} = -48.3 \text{ } ^\circ\text{C} = 224.85 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$T \text{ output} = -67.7 \text{ } ^\circ\text{C} = 205.45 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$\begin{aligned}
 T_{\text{ref}} &= 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ }^{\circ}\text{K} \\
 T_{\text{air pendingin masuk}} &= 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303.15 \text{ }^{\circ}\text{K} \\
 T_{\text{air pendingin keluar}} &= 45 \text{ }^{\circ}\text{C} = 318.15 \text{ }^{\circ}\text{K} \\
 &= 388.04 \text{ KJ/kmol} \\
 &= 1516.9 \text{ KJ/kmol}
 \end{aligned}$$

Perhitungan Entalpi Masuk

Komponen	n (kmol)	pLdt (kJ/kmol)	Hin(kJ)
CH ₄	7.38E-01	2.65E+08	1.95E+08
C ₂ H ₆	7.29E-01	3.83E+09	2.80E+09
C ₃ H ₈	2.49E+02	4.21E+09	1.05E+12
i-C ₄ H ₁₀	3.10E+02	5.28E+07	1.64E+10
n-C ₄ H ₁₀	3.15E+02	6.15E+09	1.94E+12
i-C ₅ H ₁₂	1.53E+01	9.26E+06	1.42E+08
n-C ₅ H ₁₂	1.06E+01	1.15E+07	1.22E+08
C ₆ H ₁₄	1.96E+01	1.36E+07	2.65E+08
Total	9.21E+02	Total	3.00E+12

Perhitungan Entalpi Keluar

Komponen	n (kmol)	pLdt (kJ/kmol)	Hout (kJ)
CH ₄	7.38E-01	3.14E+08	2.32E+08
C ₂ H ₆	7.29E-01	4.67E+09	3.41E+09
C ₃ H ₈	2.49E+02	5.08E+09	1.26E+12
i-C ₄ H ₁₀	3.10E+02	6.20E+07	1.92E+10
n-C ₄ H ₁₀	3.15E+02	7.43E+09	2.34E+12
i-C ₅ H ₁₂	1.53E+01	1.17E+07	1.79E+08
n-C ₅ H ₁₂	1.06E+01	1.43E+07	1.52E+08
C ₆ H ₁₄	1.96E+01	1.69E+07	3.31E+08
Total	9.21E+02	Total	3.63E+12

Menghitung kebutuhan air pendingin :

Entalpi air pendingin masuk :

$$Q = m_a \times \int C_p dt$$

$$= m_a \times 388.04$$

Entalpi air pendingin keluar :

$$Q = m_a \times \int C_p dt$$

$$= m_a \times 1516.9$$

Q yang diserap air pendingin :

$$Q = Q_{\text{keluar}} - Q_{\text{masuk}}$$

$$= ((1128.860) \times m_a)$$

Neraca panas overall Cold Box:

$$H_{\text{masuk}} = H_{\text{keluar}} + Q_{\text{serap}}$$

$$3.00\text{E}+12 = 3.63\text{E}+12 + ((1128.860) \times$$

$$m_a = -553517221 \text{ kg/h}$$

$$= -553517.22 \text{ ton/h}$$

Sehingga :

$$Q_{\text{yang diserap air pendingin}} = -553517221 \times 1128.9$$

$$= -6.248\text{E}+11 \text{ kJ}$$

Masuk		Keluar	
Komponen	Entalpi	Komponen	Entalpi (kJ)
CH4	1.95E+08	CH4	2.32E+08
C2H6	2.80E+09	C2H6	3.41E+09
C3H8	1.05E+12	C3H8	1.26E+12
i-C4H10	1.64E+10	C4H10	1.92E+10
n-C4H10	1.94E+12	C5H12	2.34E+12
i-C5H12	1.42E+08	C4H10	1.79E+08
n-C5H12	1.22E+08	C5H12	1.52E+08
C6H14	2.65E+08	C6H14	3.31E+08
		Q serap	-6.25E+11
Total	3.00298E+12	Total	3.00298E+12

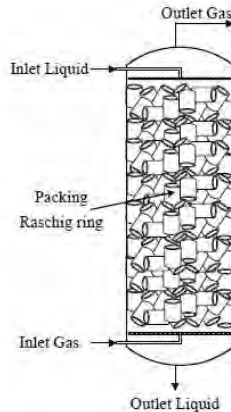
Neraca Panas Cold Box

Masuk		Keluar	
Komponen	Entalpi (kkal)	Komponen	Entalpi (kkal)
CH ₄	4.67E+07	CH ₄	5.54E+07
C ₂ H ₆	6.68E+08	C ₂ H ₆	8.14E+08
C ₃ H ₈	2.50E+11	C ₃ H ₈	3.02E+11
i-C ₄ H ₁₀	3.92E+09	C ₄ H ₁₀	4.59E+09
n-C ₄ H ₁₀	4.63E+11	C ₅ H ₁₂	5.59E+11
i-C ₅ H ₁₂	3.39E+07	C ₄ H ₁₀	4.28E+07
n-C ₅ H ₁₂	2.91E+07	C ₅ H ₁₂	3.63E+07
C ₆ H ₁₄	6.34E+07	C ₆ H ₁₄	7.92E+07
		Q serap	-1.49E+11
Total	7.1773E+11	Total	7.1773E+11

APENDIKS C SPESIFIKASI ALAT

1. **ABSORBER COLUMN (D-110)**

Menurut *Arthur J. Kidney (2006)*, *absorber* merupakan salah satu metode penghilangan *impurities* bahan baku secara kimia, di mana bahan baku dikontakkan dengan larutan amine yaitu *Diethanolamine (DEA)* untuk mengabsorpsi gas-gas asam seperti CO_2 dan H_2S sehingga tidak menyebabkan korosivitas pada alat.



Gambar 1. Penampang dari *Absorber*

Unit *Absorber* yang digunakan adalah *Packed Tower*, dengan spesifikasi alat mengacu pada *Treybal (1981)* dan *Van Winkle (1967)*.

Tipe : Silinder tegak, tutup bawah dan tutup atas dish, dilengkapi dengan *packing rascing ring* dan *sparger*

Dasar Pemilihan : Umum digunakan untuk proses penyerapan pada tekanan atmosferik

Kondisi Operasi : P operasi = 1 atm
T operasi = 40 °C

A. Feed Inlet Liquid

DEA (Diethanolamine) dari tangki penyimpanan DEA:

Rate mass = 66816,915 kg/jam = 147304,57 lb/jam

ρ DEA = 707,6 kg/m³ = 44,174 lb/cuft

$$\text{Rate volumetric} = \frac{r_t \text{ ss}}{s_t s} = \frac{147304,57}{44,174} = 3334,64 \text{ cuft/jam}$$

B. *Feed Inlet Gas*

Acid gas dari feed gas alam:

$$\text{Rate mass} = 42028,64 \text{ kg/jam} = 92656,34 \text{ lb/jam}$$

$$\rho_{\text{Acid gas}} = 35,2006 \text{ kg/m}^3 = 2,197 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Rate volumetric} = \frac{r_t \text{ ss}}{s_t s} = \frac{92656,34}{2,197} = 42174,03 \text{ cuft/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Total rate volumetric} &= 3334,64 \text{ cuft/jam} + 42174,03 \text{ cuft/jam} \\ &= 45508,67 \text{ cuft/jam} \end{aligned}$$

Direncanakan waktu kontak selama 1 menit dengan 1 buah tangki, sehingga volume tangki adalah $= 45508,67 \text{ cuft/jam} \times (1/60) \text{ jam}$
 $= 758,48 \text{ cuft}$

Asumsi bahan mengisi 80% volume tangki (20% untuk ruang gas) (sebagai factor keamanan)

$$\begin{aligned} \text{Maka volume tangki} &= 758,48 \text{ cuft} \times (100/80) \\ &= 948,10 \text{ cuft} \end{aligned}$$

C. Menentukan ukuran tangki dan ketebalannya

Asumsi rasio dimensi: $H/D = 5$ (Ulrich, Tabel 4-18)

$$\text{Volume} = \frac{1}{4} \pi (D^2) H$$

$$948,10 = \frac{1}{4} \pi (D^2) 5D$$

$$D = 5,456 \text{ ft} \approx 5,5 \text{ ft}$$

$$= 66 \text{ in} = 1,68 \text{ m}$$

$$H = 5,5 \times 5 = 28 \text{ ft}$$

$$= 330 \text{ in} = 8,38 \text{ m}$$

D. Menentukan tebal minimum shell

Tebal *shell* berdasarkan ASME Code untuk *cylindrical tank*:

$$t_{\min} = \frac{r}{-0,6} + \quad (\text{Brownell \& Young, pers 13-1, hal.254})$$

dengan : r_i = jari-jari tangki; in (1/2 D)

C = factor korosi; in (digunakan 1/8 in)

E = factor pengelasan, *double welded*; E = 0,8

$f = \text{stress allowable; psi}$ ($f = 12650 \text{ psi}$)

(Brownell & Young, T.13-1)

P operasi = 1 atm = 14,7 psi

P design diambil 10% lebih besar dari P operasi untuk factor keamanan.

$$P \text{ hidrostatik} = \frac{\rho}{144} \frac{H}{144} = \frac{44,174}{144} \frac{28}{144} = 8,44 \text{ psi}$$

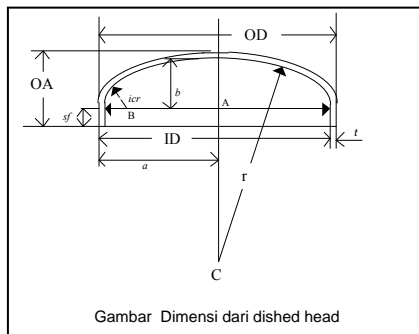
$$P \text{ total} = P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatik} \\ = 14,7 + 8,44 = 23,14 \text{ psi}$$

$$P \text{ design} = 1,1 \times 23,14 \\ = 25,449 \text{ psi}$$

$$r = \frac{1}{2} D \\ = \frac{1}{2} \times 66 = 33 \text{ in}$$

$$t_{\min} = \frac{25,449 \times 33}{(12650 \times 0,8) - (0,6 \times 25,449)} + 0,125 \\ = 0,21 \text{ in (dipakai tebal standar } 2/8 \text{ in)}$$

E. Menentukan tutup atas dan tutup bawah (*standard torispherical dished*)



Gambar Dimensi dari dished head

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 *Brownell & Young*:

$$th = \frac{0,855}{-0,1} \frac{r}{r} +$$

dengan : rc = crown radius; in

C = factor korosi; in (digunakan 1/8 in)

E = factor pengelasan, *double welded*; E = 0,8

$f = \text{stress allowable; psi}$ ($f = 12650 \text{ psi}$)

(Brownell & Young, T.13-1)

Untuk D = 66 in (Brownell & Young, table 5.7)

didapatkan : rc = 90 in = 7,5 ft

icr = 5 ½ in = 5,5 in

$$th = \frac{0,855}{-0,1} r +$$

$$th = \frac{(0,855 - 25,449) 90}{(12650 - 0,8) - (0,1 - 25,449)} + 0,125$$

= 0,325 in (digunakan t standar 3/8 in)

D = 66 in = 5,5 ft

ID tutup = OD tangki – 2(th)

$$= 66 - (2 \times 0,325)$$

$$= 65,35 \text{ in} = 5,446 \text{ ft}$$

$$a = \frac{D}{2}$$

$$= \frac{65,35}{2}$$

$$= 32,67 \text{ in}$$

BC = rc – icr

$$= 90 - 5,5$$

$$= 84,5 \text{ in}$$

AB = a – icr

$$= 32,67 - 5,5$$

$$= 27,17 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{84,5^2 - 27,17^2}$$

$$= 80,01 \text{ in}$$

b = rc – AC

$$= 90 - 80,01$$

$$= 9,99 \text{ in}$$

OA = 0,325 + 9,99 + 1,5

$$= 11,81 \text{ in} = 1 \text{ ft}$$

F. Menentukan Volume Head

Untuk rasio icr terhadap OD sekitar 6%, dengan persamaan 5.11 Brownell & Young, dihitung volume head:

$$V = 0,000049 \times (Di)^3$$

$$\begin{aligned} V &= 0,000049 \times (5,446)^3 \\ &= 0,00791 \text{ ft}^3 = 18,97 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

G. Menghitung Sparger bagian atas

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetric DEA} &= \frac{r \text{ t}}{s \text{ t s}} \frac{s s}{44,174} \frac{147304,57}{44,174} = 3334,64 \text{ cuft/jam} \\ &= 55,58 \text{ cuft/mnt} \end{aligned}$$

Berdasarkan Timmerhaus edisi 4, figure 14-2, halaman 498, asumsi aliran turbulen didapatkan :

ID optimum = 2,4 in (digunakan uk. standar 2,469 in)

dari Geankoplis, appendix A.5 didapatkan :

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{OD} = 2,875 \text{ in} = 0,239 \text{ ft} = 0,073 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 2,469 \text{ in} = 0,206 \text{ ft} = 0,063 \text{ m}$$

$$\text{A} = 4,784 \text{ in}^2 = 0,033 \text{ ft}^2$$

$$v = (\text{Rate volumetric}/\text{A}) \times (1/60)$$

$$= (55,58/0,033) \times (1/60)$$

$$= 27,88 \text{ ft/s}$$

$$g, \mu \quad 17,88 \quad 9 \quad p \quad 0,012 \text{ lb/ t.s}$$

$$N_{\text{Re}} = \frac{0,206 \times 27,88 \times 44,174}{0,012}$$

$$= 21118,97$$

dengan $N_{\text{Re}} > 2100$ maka untuk menentukan diameter sparger digunakan persamaan 6.5 dari Treybal halaman 141 :

$$dp = 0,0071 \times N_{\text{Re}}^{-0,05}$$

$$dp = 0,0071 \times 21118,97^{-0,05}$$

$$= 0,00432 \text{ m} = 0,01416 \text{ ft} = 4,315 \text{ mm}$$

Untuk pemasangan sejajar atau segaris pada pipa, jarak interface (C) dianjurkan minimal menggunakan jarak 3 dp, maka:

$$\text{C} = 3 \times 0,01416$$

$$= 0,04247 \text{ ft}$$

Panjang pipa direncanakan 0,75 diameter shell, sehingga:

$$\text{Panjang pipa} = 0,8 \times 5,5 = 4,1 \text{ ft}$$

Posisi sparger direncanakan disusun bercabang 20, sehingga :

$$\text{Banyak lubang} = \frac{g \text{ p p} \times b \text{ g}}{0,04247}$$

$$= \frac{4,1 \times 20}{0,04247}$$

$$\begin{aligned}
 &= 1942 \text{ lubang} \\
 \text{Jumlah lubang tiap cabang} &= \frac{u \text{ l } \text{ lub } g}{b \text{ g}} \\
 &= \frac{1942}{20} = 97 \text{ lubang tiap cabang}
 \end{aligned}$$

H. Menghitung Sparger bagian bawah

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetric} &= \frac{r \text{ t } \text{ ss}}{s \text{ t s}} \frac{92656,34}{2,197} = 42174 \text{ cuft/jam} \\
 &= 702,9 \text{ cuft/mnt}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Timmerhaus edisi 4, figure 14-2, halaman 498, asumsi aliran turbulen didapatkan :

ID optimum = 19 in (digunakan uk. standar 19,25 in)

dari Timmerhaus Tabel 13 didapatkan :

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{OD} = 20 \text{ in} = 1,7 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 19 \text{ in} = 1,6 \text{ ft}$$

$$\text{A} = 291 \text{ in}^2 = 2 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned}
 v &= (\text{Rate volumetric}/\text{A}) \times (1/60) \\
 &= (702,9/2) \times (1/60) \\
 &= 5,8 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

$$g, \mu \quad 0,171 \quad 7 \quad p \quad 0,000115 \text{ lb/ t.s}$$

$$\begin{aligned}
 N_{\text{Re}} &= \frac{1,6 \times 5,8 \times 2,197}{0,000115} \\
 &= 177727,92
 \end{aligned}$$

dengan $N_{\text{Re}} > 2100$ maka untuk menentukan diameter sparger digunakan persamaan 6.5 dari Treybal halaman 141 :

$$dp = 0,0071 \times N_{\text{Re}}^{-0,05}$$

$$\begin{aligned}
 dp &= 0,0071 \times 177727,92^{-0,05} \\
 &= 0,00388 \text{ m} = 0,01273 \text{ ft} = 3,879 \text{ mm}
 \end{aligned}$$

Untuk pemasangan sejajar atau segaris pada pipa, jarak interface (C) dianjurkan minimal menggunakan jarak 3 dp, maka:

$$\begin{aligned}
 C &= 3 \times 0,01273 \\
 &= 0,03818 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Panjang pipa direncanakan 0,75 diameter shell, sehingga:

$$\text{Panjang pipa} = 0,8 \times 5,5 = 4,1 \text{ ft}$$

Posisi sparger direncanakan disusun bercabang 20, sehingga :

$$\begin{aligned}\text{Banyak lubang} &= \frac{g p p \times b g}{0,03818} \\ &= \frac{4,1 \times 20}{0,03818} \\ &= 2161 \text{ lubang}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Jumlah lubang tiap cabang} &= \frac{u l \text{ lub } g}{b g} \\ &= \frac{2161}{20} = 108 \text{ lubang tiap cabang}\end{aligned}$$

I. Menentukan jumlah *packing*



Digunakan *packing* jenis *racing ring* dengan spesifikasi standard menurut *Van Winkle table 15.1*

$$\begin{aligned}\text{Ukuran } packing &= 1 \text{ in} \\ \text{Tebal } packing &= 0,125 \text{ in atau } 0,003 \text{ m} \\ \text{Tinggi } packing &= 80\% \text{ dari tinggi shell} \\ &= 80\% \times 28 \text{ ft} = 22 \text{ ft} \\ \text{Diameter shell} &= 11 \text{ ft} \\ \text{Volume } packing &= \frac{1}{4} \pi (D^2) H \\ &= \frac{1}{4} \pi (11^2) 22 \\ &= 2089,67 \text{ cuft} \\ \text{Jumlah packing/cuft} &= 1,35 \text{ buah} \\ \text{Jumlah packing total} &= 1,35 \times 2089,67 \\ &= 2821,05 \text{ buah}\end{aligned}$$

Spesifikasi alat *Packed Tower* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Spesifikasi tangki:

$$\begin{aligned}\text{Bahan Konstruksi} &= \text{Carbon steels SA-283 grade C} \\ \text{Volume tangki} &= 948,11 \text{ cuft atau } 2684748,54 \text{ lt} \\ \text{Diameter tangki} &= 5,5 \text{ ft atau } 1,676 \text{ m} \\ \text{Tinggi tangki} &= 28 \text{ ft atau } 8,38 \text{ m} \\ \text{Tebal } shell &= 2,52 \text{ in atau } 0,064 \text{ m} \\ \text{Tebal tutup atas} &= 3,904 \text{ in atau } 0,099 \text{ m} \\ \text{Tebal tutup atas} &= 3,904 \text{ in atau } 0,099 \text{ m}\end{aligned}$$

Spesifikasi *Packing*:

Bahan konstruksi	= <i>Ceramic stoneware</i>
Jumlah <i>packing</i>	= 2821,05 bu \approx 2821 buah
Ukuran <i>packing</i>	= 1 in atau 0,0254 m
Tebal <i>packing</i>	= 0,125 in atau 0,003 m

Spesifikasi *Sparger*:

Tipe	= <i>Standard Perforated Pipe</i>
Bahan konstruksi	= <i>Commercial Steel</i>

Bagian atas

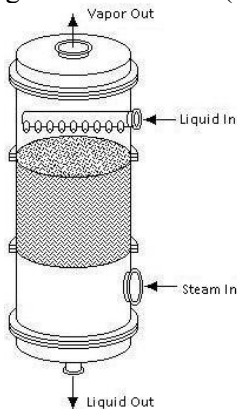
- Diameter lubang = 4,32 mm
- Jumlah cabang = 20 buah
- Lubang tiap cabang = 97 lubang

Bagian bawah

- Diameter lubang = 3,879 mm
- Jumlah cabang = 20 buah
- Lubang tiap cabang = 108 lubang

2. *STRIPPER AMINE REGENERATOR (D-120)*

Stripper Amine Regenerator merupakan salah satu jenis *gas-liquid separator*, yang berfungsi sebagai regenerasi larutan amine agar bisa digunakan kembali, dengan cara memisahkan antara gas asam (H_2S dan CO_2) dengan larutan amine (DEA).



Gambar 2. Penampang dari *Stripper Amine Regenerator*

Spesifikasi alat dan desain *Stripper Column* mengacu pada *Chohey (2003)*.

Feed:

$$\begin{aligned} T &= 40\text{ }^{\circ}\text{C} = 313,15\text{ }^{\circ}\text{K} \\ P &= 4,9\text{ bar} = 71,34\text{ psia} \\ W &= 130713,62\text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Top product:

$$\begin{aligned} T &= 40\text{ }^{\circ}\text{C} = 313,15\text{ }^{\circ}\text{K} \\ P &= 4,9\text{ bar} = 71,34\text{ psia} \\ W_v &= 43531,5\text{ kg/jam} \\ \rho_v &= 927,289\text{ kg/m}^3 \\ V_v &= 43531,5\text{ kg/jam} : 927,289\text{ kg/m}^3 \\ &= 46,9449\text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Bottom product:

$$\begin{aligned} T &= 40\text{ }^{\circ}\text{C} = 313,15\text{ }^{\circ}\text{K} \\ P &= 4,9\text{ bar} = 71,34\text{ psia} \\ W_L &= 87181,1\text{ kg/jam} \\ \rho_L &= 1033,95\text{ kg/m}^3 \\ V_L &= 87181,1\text{ kg/jam} : 1033,95\text{ kg/m}^3 \\ &= 84,3185\text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

A. Menentukan dimensi tangki *Stripper*

$$\begin{aligned} v_v &= 0,00017 \\ &= 0,00567\text{ m/s} \\ A &= v_v' : v_v \\ &= (46,9449/3600) : 0,00567\text{ m/s} \\ &= 2,298\text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D &= ((2,298 \times 4) : 3.14)^{1/2} \\ &= 1,711\text{ m} = 67,364\text{ in} = 5,614\text{ ft} \end{aligned}$$

Dengan asumsi:

Residence time selama 5 menit (3-5 menit)

Liquid mengisi 50% stripper

$$\begin{aligned} L_L &= (V'_L \times t_s)/(A \times 50\%) \\ &= (84,3185 \times 5)/(2,298 \times 50\%) \\ &= 6,115\text{ m} \quad (L\text{ min} = 0,61\text{ m}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,61 \\
 L &= (0,61 + 1.5) \times (1,711 + 1.5) \times (0.3048) \\
 &= 3,634 \text{ m} \\
 L/D \text{ ratio} &= 3,634/1,711 \\
 &= 2,124 \quad (L/D = 2-4, \text{ GPSA Engineering pg. 7-6})
 \end{aligned}$$

B. Menghitung tebal *shell*

$$\begin{aligned}
 P \text{ operasi} &= 71,34 \text{ psia} \\
 P \text{ hidrostatik} &= \frac{1033,95 \times 1 \times 6,115}{144} \\
 &= 43,905 \text{ psia} \\
 P \text{ total} &= 115,245 \text{ psia} = 100,545 \text{ psig} \\
 P \text{ desain} &= 1,1 \times 100,545 \\
 &= 110,6 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

Digunakan *plate steel SA-240 Grade B*, maka:

$$f = 17500 \text{ psia}$$

$$E = 0,8$$

$$C = 1/8$$

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{D}{2(-0,6)} + \\
 &= 0,392 \text{ in}
 \end{aligned}$$

(Standarisasi $t_s = 5/16 \text{ in}$) (Brownell table 5.7)

$$\begin{aligned}
 OD &= ID + 2t_s \\
 &= 67,364 + (2 \times 0,625) \\
 &= 68,6136 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Diambil OD = 72 in (Brownell table 5.7)

$$\begin{aligned}
 ID \text{ baru} &= OD - 2t_s \\
 &= 72 - (2 \times 0,625) \\
 &= 71,375 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L \text{ baru} &= 71,375 \times 2,124 \\
 &= 151,58 \text{ in} = 12,63 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

C. Menghitung Tebal tutup

Head: Elliptical dished head

$$V = \frac{2 + \frac{2}{6}}$$

$$= \frac{2 + 4^2}{6}$$

$$= 1$$

$$T_{\text{tutup}} = \frac{110,6 \cdot 72 \cdot 1}{2(17500 \cdot 0,8) - (0,2 \cdot 110,6)} + 0,125$$

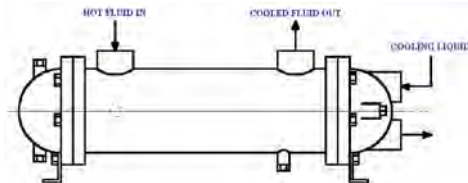
$$= 0,407 \text{ in}$$

Spesifikasi alat *Stripper Amine Regenerator* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Tipe : *Vertical drum* dengan *mist eliminator*
 Material : *Plate Steel SA-240 Grade B*
 ID : 71,375 inch atau 1,828 meter
 OD : 67,989 inch atau 1,727 meter
 Tinggi *shell* : 12,632 ft atau 3,85 meter
 Tebal *shell* : 0,625 inch atau 0,015 meter
 Tipe tutup : *Elliptical dished head*
 Tebal tutup : 0,407 inch atau 0,013 meter

3. COOLER 1 (E-111)

Cooler merupakan salah satu jenis *heat exchanger*, yang berfungsi sebagai pendingin larutan amine (DEA) regenerasi yang akan digunakan kembali sebagai larutan penyerap gas asam dalam kolom *Absorber*.



Gambar 3. Penampang dari *Cooler*

Spesifikasi alat dan desain *Cooler* mengacu pada *Kern* (1950).

Keterangan Fluida yang masuk Heat Exchanger

Keterangan	Nilai	Satuan	Nilai	Satuan
W DEA	66148,746	kg/hr	145833.8	lb/hr
T1	65	$^{\circ}\text{C}$	149	$^{\circ}\text{F}$
T2	38	$^{\circ}\text{C}$	100.4	$^{\circ}\text{F}$
w Water	7010,786	kg/hr	15456.22	lb/hr

APENDIKS C

t1	30	°C	86	°F
t2	45	°C	113	°F
Rd	0.003			
Δ l qu	10	psi		

1) Heat Balance

a) DEA

$$\begin{aligned}
 W_{\text{DEA}} &= 145833.8 \text{ lb/hr} \\
 \Delta T &= T_1 - T_2 \\
 &= 48.60 \text{ °F} \\
 C_p &= 2.528 \text{ kJ/kgmol. } ^\circ\text{C} \\
 C_p &= 0.6042 \text{ Btu/lbmol. } ^\circ\text{F} \\
 Q &= W_p \Delta T \\
 &= 4282326,8 \text{ Btu/hr}
 \end{aligned}$$

b) Water

$$\begin{aligned}
 w_{\text{Water}} &= 15456.22 \text{ lb/hr} \\
 \Delta T &= t_2 - t_1 \\
 &= 27 \text{ °F} \\
 c_p &= 1.000048 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} \\
 Q &= w_p \Delta T \\
 &= 417337.85 \text{ Btu/hr}
 \end{aligned}$$

2) Δt

Hot Fluid		Cold Fluid	Diff
149	Higher Temp	113.00	36.00
100.40	Lower Temp	86.00	14.40
48.60	Differences	27.00	21.60

$$\begin{aligned}
 \text{LMTD} &= (\Delta t_2 - \Delta t_1) / \ln (\Delta t_1 / \Delta t_2) \\
 &= 23.57 \\
 R &= (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1) \\
 &= 1.80 \\
 S &= (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1) \\
 &= 0.43
 \end{aligned}$$

Digunakan 1-1 Exchanger dengan:

$$F_t = 0.9$$

$$\begin{aligned}\Delta t &= F_t \times \text{LMTD} \\ &= 22.16 \quad ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

3) T_c dan t_c

Karena:

$$\begin{aligned}m_{\text{DEA}} &= 17.889 \quad \text{cP} \\ K_c &= 0.3 \\ F_c &= 0.4 \\ T_c &= 121 \quad ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

Karena:

$$\begin{aligned}m_{\text{Water}} &= 0.75 \quad \text{cP} \quad (\text{kurang dari } 1 \text{ cP}) \\ t_c &= t_{av} \\ &= 27.00 \quad ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

Trial :

a) Asumsi : $U_d = 90 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$ (dari table 8) (75-150)

$$\begin{aligned}A &= Q/(U \times \Delta t) \\ &= 2356.55 \quad \text{ft}^2\end{aligned}$$

Asumsi HE Tubes: 3/4 in OD, 16 BWG tubes 8'0" long on 1-in triangular pitch

$$L = 6 \quad \text{ft}$$

Dari table 10 pada 3/4 OD tube dan 16 BWG dapat diperoleh $a''t$:

$$a''t = 0.1963 \quad \text{ft}^2/\text{lin ft}$$

$$\begin{aligned}\text{Number of Tube (N)} \quad A/(L \times a''t) &= \frac{A}{L \times a''t} \\ &= 2000,80\end{aligned}$$

b) Asumsi 2 tube passes

Dari perhitungan:

8.88 tubes, two pas 3/4 in OD, 16 BWG tubes 10'0" long on 1-in triangular pitch

Dari table 9, nilai yang paling mendekati:

9 tubes in 12 in ID shell

$$\text{ID} = 8 \quad \text{in}$$

c) Corrected Ud

$$\begin{aligned} A &= N \times L \times a''t \\ &= 10.60 \text{ ft}^2 \\ Ud &= Q/(A \times \Delta t) \\ &= 20008.04 \end{aligned}$$

Hot Fluida: Shell side, DEA

4') Flow area

Nilai baffle spase yang minimum akan memberikan
Nilai ho yang maksimum, sehingga:

$$\begin{aligned} B &= ID/1.3 \\ &= 2.0 \\ a_s &= ID \times C'B/144Pt \\ &= 0.08 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

5') Mass Velocity

$$\begin{aligned} G_s &= w/a_s \\ &= 1750005,41 \text{ lb/(hr)(ft}^2\text{)} \end{aligned}$$

6') Reynold Number

$$\begin{aligned} cp &= 0.6042 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F} \\ k &= 0.08427 \text{ W/m. K} \\ &= 0.04869 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F/ft)} \\ \mu &= 2.564 \text{ cp} \\ &= 6.20488 \text{ lb/(ft)(hr)} \end{aligned}$$

Dari figure 28 pada 3/4 in OD dan 1-in triangular pitch:

$$\begin{aligned} De &= 0.73 \text{ in} \\ &= 0.061 \text{ ft} \\ Res &= (De \times G_s)/\mu \\ &= 17157.25 \end{aligned}$$

7') jH

Dari figure 28 pada Res, diperoleh:

$$jH = 6.4$$

8') ho

$$ho = jH(k/De)(cp\mu/k)^{(1/3)} \varphi_s$$

$$o/\phi_s = 31.41 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

Karena viskositas kurang dari 1 cp maka tidak perlu

$$r_{tw} D \phi_s \leq 1$$

Sehingga:

$$h_o = 31.41 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

Cold Fluida: Tube side, Water

4) Flow area

Dari table 10 pada 3/4 in OD, 16 BWG:

$$a_t = 0.302 \text{ in}^2$$

$$a_t = (N_t \times a_t') / (144 \times n)$$

$$= 0.01 \text{ ft}^2$$

5) Mass Velocity

$$G_t = W/a_t$$

$$= 1637745,05 \text{ lb/(hr)(ft}^2\text{)}$$

6) Reynold Number

$$C_p = 1.00 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F/ft)}$$

$$\mu = 0.75 \text{ cp}$$

$$= 1.8150 \text{ lb/(ft)(hr)}$$

Dari table 10 pada 3/4 in OD dan 16 BWG

$$D = 0.62 \text{ in}$$

$$= 0.62/12 \text{ ft}$$

$$= 0.052 \text{ ft}$$

$$Re_t = (D \times G_t) / \mu$$

$$= 46620.84$$

7) Velocity

$$\rho = 61.94 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Velocity} = 6.120$$

8) h_{io}

$$h_i = 2000 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

$$h_{io} = h_i \times (ID/OD)$$

$$= 1653.33 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

Karena viskositas kurang dari 1 cp maka tidak perlu mencari μ .

D ϕ t 1

Sehingga:

$$h_{io} = 1653.33 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

Pressure Drop

Shell Side:

9') Dari figure 29 pada Res, maka:

$$f_s = 0.0017$$

$$s = 0.01$$

10') Δ

$$N + 1 = 12L/B$$

$$= 36.00$$

$$D_s = ID/12$$

$$= 0.67 \text{ ft}$$

$$\Delta s = (f_s G_s^2 x D_s (N+1)) / (5.22 x 10^{10} x D_s x \phi s)$$

$$= 3892.487$$

Tube Side:

9) Dari figure 26 pada Ret, maka:

$$f_s = 0.00018$$

$$s = 0.68$$

10) Δ

$$\Delta s = (f_s G_t^2 x D_s L_n) / (5.22 x 10^{10} x D_s x \phi t)$$

$$= 0.108811718$$

$$\Delta r = (4n/s)(V^2/2g')$$

Dari Figure 27 pada Gt diperoleh:

$$V^2/2g' = 0.4$$

$$\Delta r = 5.411765$$

$$\Delta t = \Delta s + \Delta r$$

$$= 5.521$$

K r Δ (t u g) l b l r Δ (t t p) s su
memenuhi

11') Clean Overall Coefficient, U_c

$$U_c = (h_{io} \times h_o) / (h_{io} + h_o)$$

$$= 30.83$$

12') Dirt Factor, R_d

$$R_d = (U_c - U_d) / (U_c \times U_d)$$

$$= 0.001324$$

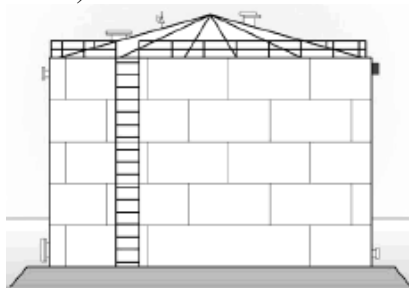
Karena R_d (hitung) lebih besar dari R_d (ketetapan) maka desain sudah memenuhi

Spesifikasi alat *Cooler 1* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Tipe : *Shell and tube 1-1 Exchanger*
 Bahan : *Carbon Steel*
 ID *shell* : 8 inch atau 0,203 meter
 ΔP *shell* : 0,816 psia
 ID *tube* : 0,62 inch atau 0,0157 meter
 ΔP *tube* : 5,521 psia
 Jumlah *tube* : 45
 R_d : 0,001324 $\text{jft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/btu}$
 Luas area : 90 ft^2

4. DEA STORAGE TANK (TK-123)

DEA Storage tank merupakan salah satu jenis tangki penyimpanan yang berfungsi sebagai alat penyimpanan larutan *amine (Diethanolamine)*.



Gambar 4. Penampang dari *DEA Storage Tank*

Spesifikasi alat dan desain *DEA Storage Tank* mengacu pada *Brownell & Young (1983)*.

Menentukan tipe tangki penyimpan.

Tipe Tangki yang dipilih yaitu berbentuk silinder tegak dengan dasar rata dan atap berbentuk conical dengan pertimbangan :

- Bahan baku yang disimpan berwujud cair
- Kondisi operasi tangki pada tekanan 1 atm dan temperature 40 °C

Berdasarkan literatur "A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics" - Ulrich, tangki penyimpanan dengan spesifikasi seperti di atas dapat memenuhi kriteria kondisi operasi (Max 1.184 atm dan 40°C)

Menentukan bahan konstruksi.

Bahan konstruksi yang dipilih adalah Carbon Steel SA-283 Grade D dengan pertimbangan :

- Bahan baku berwujud cairan non korosif
- Cocok untuk tangki dengan ketebalan < 1.25 in
- Harga relatif lebih murah
- Maximum allowable stress : 12650 psi

Menentukan dimensi tangki.

Bahan baku DEA disimpan untuk jangka waktu : 12 jam

$$\text{Feed DEA} = 456.97 \text{ kg/jam}$$

$$= 1006.54 \text{ lb/jam}$$

$$\rho = 707.4 \text{ kg/m}^3$$

$$= 44.162 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Volume DEA} = 273.504 \text{ ft}^3 = 7.74477 \text{ m}^3$$

$$= 1720.29 \text{ bbls}$$

Safety factor tangki : 10%

Sehingga didapatkan volume tangki yang akan direncanakan,

$$V_{\text{tangki}} = 1892.319846 \text{ bbl} = 2010 \text{ bbl}$$

Menentukan diameter dan tinggi tangki,

Dari Appendix E (Process Equipment Design, Brownell & Young), dipilih tangki dengan kapasitas 53720 bbl dengan spesifikasi sebagai berikut,

- a. Diameter (D) = 20 ft
- b. Tinggi = 36 ft
- c. Jumlah *Course* = 6 buah
- d. *Allowable Vertical Weld Joint* = 0.156 In
- e. *Butt-welded Courses* = 72 in
= 6.000 ft

Menghitung tebal dan panjang shell course,

Tebal shell course dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 3.16 dan 3.17 (Brownell & Young)

Berdasarkan *circumferential stress*,

$$t = \frac{p \times d}{2 \times f \times E} + c$$

dimana:

- t = *Thickness of shell (in)*
- p = *Internal pressure (psi)*
- d = *Inside diameter (in)*
- f = *Allowable stress (psi)*
- E = *Joint efficiency*
- c = *Corrosion allowance (in)*

$$d = 12 \times D = 240$$

Karena density dari DEA tidak melebihi density air pada 60°F, digunakan persamaan 3.17 untuk *hydrostatic test*.

$$p = \rho_{\text{DEA}} \times \frac{H - 1}{144}$$

Untuk pengelasan, digunakan *Double-welded butt joint*, dengan spesifikasi sebagai berikut,

$$\begin{aligned} E &= 80\% \\ c &= 0.125 \end{aligned}$$

Sehingga t dapat dihitung,

$$\begin{aligned} T &= \frac{\rho_{DEA} \times (H - 1) \times 240}{2 \times f \times E \times 144} + c \\ &= \frac{44.163 \times (H - 1) \times 240}{2 \times 12650 \times 80\% \times 144} + 0.1 \\ &= 1.515E-05 \times (H - 1) \times 240 + 0.125 \end{aligned}$$

Sedangkan panjang shell course dihitung menggunakan persamaan,

$$L = \frac{\pi - Weld\ Length}{12n}$$

$$\begin{aligned} Weld\ Length &= Jumlah\ Course \times Allowable\ Welded\ Joint \\ n &= Jumlah\ Course \end{aligned}$$

Course 1

$$\begin{aligned} t_1 &= 1.515E-05 \times (H - 1) \times 240 + 0.125 \\ &= 1.515E-05 \times 35 \times 240 + 0.125 \\ &= 0.25 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk course 1, dipilih plate dengan ketebalan = 0.25 in

Sehingga didapatkan d_1 dan L_1

$$\begin{aligned} d_1 &= (12 \times D) + t_1 \\ &= 240 + 1/4 \\ &= 240.25 \text{ in} \\ L_1 &= \frac{3.14 \times 240.25 - 0.9}{72} \end{aligned}$$

$$= 10.48298 \quad \text{ft}$$

Course 2

$$\begin{aligned} H_2 &= H - 6.000 \\ &= 36 - 6.000 \\ &= 30 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_2 &= 1.515\text{E-}05 \times (H - 1) \times d + 0.125 \\ &= 1.515\text{E-}05 \times 29 \times 240 + 0.125 \\ &= 0.23 \quad \text{in} \end{aligned}$$

Untuk course 2, dipilih plate dengan ketebalan = 0.23 in
Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned} d_2 &= (12 \times D) + t_2 \\ &= 240 + 0.23 \\ &= 240.23 \quad \text{in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_2 &= \frac{3.14 \times 240.23 - 0.9}{72} \\ &= 10.48203 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

Course 3

$$\begin{aligned} H_3 &= H_2 - 6.000 \\ &= 30 - 6.000 \\ &= 24 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_3 &= 1.515\text{E-}05 \times (H - 1) \times d + 0.125 \\ &= 1.515\text{E-}05 \times 23 \times 240 + 0.125 \\ &= 0.21 \quad \text{in} \end{aligned}$$

Untuk course 3, dipilih plate dengan ketebalan = 0.21 in
Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned}
 d_3 &= (12 \times D) + t_2 \\
 &= 240 + 0.21 \\
 &= 240.21 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L_3 &= \frac{3.14 \times 240.21 - 0.9}{72} \\
 &= 10.48108 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Course 4

$$\begin{aligned}
 H_4 &= H_3 - 6.000 \\
 &= 24 - 6.000 \\
 &= 18 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_4 &= 1.515\text{E-}05 \times (H - 1) \times d + 0.125 \\
 &= 1.515\text{E-}05 \times 17 \times 240 + 0.125 \\
 &= 0.19 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Untuk course 4, dipilih plate dengan ketebalan = 0.19 in
 Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned}
 d_4 &= (12 \times D) + t_2 \\
 &= 240 + 0.19 \\
 &= 240.19 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L_4 &= \frac{3.14 \times 240.19 - 0.9}{72} \\
 &= 10.48013 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Course 5

$$\begin{aligned}
 H_5 &= H_4 - 6.000 \\
 &= 18 - 6.000 \\
 &= 12 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_5 &= 1.515\text{E-}05 \times (H - 1) \times d + 0.125 \\
 &= 1.515\text{E-}05 \times 11 \times 240 + 0.125 \\
 &= 0.17 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Untuk course 5, dipilih plate dengan ketebalan= 0.17 in
 Sehingga didapatkan d_5 dan L_5

$$\begin{aligned}
 d_5 &= (12 \times D) + t_2 \\
 &= 240 + 0.17 \\
 &= 240.17 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L_5 &= \frac{3.14 \times 240.17 - 0.9}{72} \\
 &= 10.47918 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Course 6

$$\begin{aligned}
 H_6 &= H_5 - 6.000 \\
 &= 12 - 6.000 \\
 &= 6 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_6 &= 1.515\text{E-}05 \times (H - 1) \times d + 0.125 \\
 &= 1.515\text{E-}05 \times 5 \times 240 + 0.125 \\
 &= 0.14 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Untuk course 6, dipilih plate dengan ketebalan = 0.14 in

Sehingga didapatkan d_6 dan L_6

$$\begin{aligned}
 d_6 &= (12 \times D) + t_2 \\
 &= 240 + 0.14 \\
 &= 240.14 \text{ in}
 \end{aligned}$$

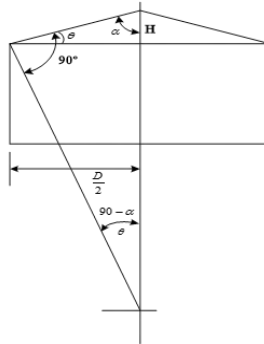
$$L_6 = \frac{3.14 \times 240.14 - 0.9}{72}$$

$$= 10.47822 \text{ ft}$$

Menghitung head tangki,

Tebal cone digunakan ukuran standard, yaitu : 1 in

M g t u g θ (Su u t l cone terhadap horizontal)



$$\begin{aligned} \sin \theta &= D / (430 \times t) \\ &= 20 / (430 \times 20) \\ &= 0,002325 \\ \theta &= \text{ArcSin } 0,002325 \\ &= 0,13^\circ \end{aligned}$$

dihitung dengan persamaan:

$$\begin{aligned} \text{tg } \theta &= h / (0,5 \times D) \\ h &= 0,5 \times 20 \times 0,13 \\ &= 1,34 \text{ ft} \\ \alpha &= 90 - 0,13 \\ &= 89,87^\circ \\ \text{tg } \alpha &= D / (2 \times H) \\ h &= 20 / (2 \times 2,90) \\ &= 3,44 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menghitung diameter pipa inlet dan outlet

Inlet Piping:

Diameter pipa pemasukan diestimasi dengan persamaan berikut ini :

$$Di_{\text{opt}} = 3,9 \times q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Waktu pengisian tangki diasumsikan selama 12 jam

Sehingga q_f :

$$q_f = (7,747 \times 119) / (12 \times 3600)$$

$$= 0,021 \text{ cuft/s}$$

$$\rho = 44,163 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Didapatkan } Di_{\text{opt}} \text{ sebesar } = 1,129 \text{ in}$$

$$od = 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft} \quad (\text{Kern App. Tabel 11})$$

$$id = 0,362 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Outlet Piping:

Menghitung debit fluida:

$$\text{Kapasitas} = 456,7 \text{ kg/h} = 1007,45 \text{ lb/h}$$

$$\text{Density campuran} = 707,4 \text{ kg/m}^3 = 44,16 \text{ lb/cuft}$$

$$q_f = 1007,45 / 44,16$$

$$= 0,006 \text{ cuft/s}$$

$$\text{Safety factor} = 10\%$$

$$q_f = (0,006+1) \times 10\%$$

$$= 0,007 \text{ cuft/s}$$

Diameter pipa pemasukan diestimasi dengan persamaan berikut ini :

$$Di_{\text{opt}} = 3,9 \times q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$\text{Didapatkan } Di_{\text{opt}} \text{ sebesar } = 0,683 \text{ in}$$

$$od = 0,275 \text{ ft}^2/\text{ft} \quad (\text{Kern App. Tabel 11})$$

$$id = 0,216 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Spesifikasi alat *DEA Storage Tank* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Tipe tangki : *Cylindrical – Conical roof*

Kapasitas tangki : 273,504 ft³

Tinggi tangki : 36 ft atau 10,97 m

Diameter tangki : 20 ft atau 6,09 m

Tebal *shell per course*

Course 1 : 0,252 in atau 0,0064 m

Course 2 : 0,230 in atau 0,0058 m

Course 3 : 0,209 in atau 0,0053 m

Course 4 : 0,187 in atau 0,0047 m

Course 5 : 0,165 in atau 0,0042 m

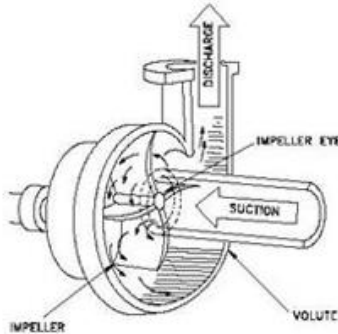
Course 6 : 0,143 in atau 0,0036 m

Tebal *head* tangki : 0,319 in atau 0,0081 m

Tinggi *head* tangki : 3,44 ft atau 1,048 m

5. DEA PUMP (P-112)

DEA Pump merupakan salah satu jenis pompa, yang berfungsi sebagai pompa larutan *amine* dari tangki penyimpanan ke kolom *absorber*.



Gambar 5. Penampang dari *DEA Pump*

Spesifikasi alat dan desain *DEA Pump* mengacu pada *Timmerhaus (1991)*.

Kondisi Operasi:

$$\text{Suhu} = 40^{\circ}\text{C} = 313,15^{\circ}\text{K}$$

$$P_{\text{suc}} = 1,48 \text{ atm} = 213,13 \text{ lb/ft}^2$$

$$P_{\text{suc}} = 11,84 \text{ atm} = 1705 \text{ lb/ft}^2$$

$$\text{Rate mass DEA} = 8120,36 \text{ kg/jam} = 17902,33 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Viscositas} = 0,012 \text{ lb/ft.s}$$

$$\text{Densitas} = 44,16 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate volumetric} = 17902,33 / (44,16 \times 3600)$$

$$= 0,1126 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 42,076 \text{ gpm}$$

$$D_t = 1,1667 \text{ ft}$$

$$A_t = 1,0685 \text{ ft}^2$$

$$v_1 = 0,1126 / 1,0685$$

$$= 0,1054 \text{ ft/s}$$

$$\text{Dipakai diameter standard} = 2\frac{1}{2} \text{ in sch 40} \quad (\text{Kern table 11})$$

$$ID = 2,469 \text{ in} = 0,2058 \text{ ft}$$

$$OD = 2,88 \text{ in} = 0,24 \text{ ft}$$

$$A = 0,758 \text{ in}^2 = 0,0053 \text{ ft}^2$$

$$v_2 = 0,1126 / 0,0053$$

$$= 21,392 \text{ ft/s}$$

Asumsi:

Tinggi pompa ke absorber = 20 ft

Tinggi pompa ke DEA tank = 3 ft

Tinggi datum ke kolom absorber = 15 ft

A. Perhitungan friksi bagian suction

Friksi karena pipa lurus

$$NRe = 451,534$$

$$\epsilon = 0,000046 \text{ m} \quad (\text{Geankoplis fig. 2.10-3})$$

$$D = 1/3 \text{ m}$$

$$\epsilon/D = 0,000129$$

Dari Geankoplis fig 2.10-3 diperoleh $f = 0,8$

$$Fps = 4f v^2 L / 2g_c D$$

$$= 0,016 \text{ ft lbf/lbm}$$

Friksi karena adanya kontraksi

$$Fc = (0,5 \times 0,1054^2) / (2 \times 0,5)$$

$$= 0,00608 \text{ ft lbf/lbm}$$

Total friksi bagian suction = 0,02206 ft lbf/lbm

B. Perhitungan friksi bagian discharge

Friksi karena pipa lurus

$$NRe = 16164$$

$$\epsilon = 0,000046 \text{ m} \quad (\text{Geankoplis fig. 2.10-3})$$

$$D = 1/3 \text{ m}$$

$$\epsilon/D = 0,000129$$

Dari Geankoplis fig 2.10-3 diperoleh $f = 0,5$

$$Fpd = 4f v^2 L / 2g_c D$$

$$= 12,443 \text{ ft lbf/lbm}$$

Friksi karena fitting dan valve

Jenis fitting dan valve		K_f	Jumlah
Elbow 90° standard		3	2
Globe valve	(wide open)	17	1
Check valve	Swing	9	1

$$hf(\text{elbow}) = K_f v^2 / 2g_c$$

$$= (3 \times 21,392) / 2 \times 32,174$$

$$\begin{aligned}
 &= 17,779 \text{ ft lbf/lbm} \\
 hf \text{ (globe valve)} &= K_f v^2 / 2g_c \\
 &= 120,9 \text{ ft lbf/lbm} \\
 hf \text{ (check valve)} &= K_f v^2 / 2g_c \\
 &= 64,005 \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

Total friksi bagian discharge

$$\begin{aligned}
 Fd &= (2 \times 17,779) + 120,9 + 64,005 + 12,443 \\
 &= 232,9 \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total friksi} &= 0,02206 + 232,9 \\
 &= 232,922 \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

C. Perhitungan Power Pompa

$$\begin{aligned}
 -W_s &= 44,66 \text{ ft lb} \\
 \eta &= 20\% \quad (Peters \ \& \ Timmerhaus \ fig. \ 14.37) \\
 W_p &= W_s / \eta \\
 &= 223,3 \text{ ft lbf/lbm} \\
 BHP &= (223,3 \times 17902,33) / (550 \times 3600) \\
 &= 2,019 \text{ hp} \\
 \text{Eff. Motor} &= 10\% \\
 \text{Actual Power} &= 2,019 / 0,1 \\
 &= 20,19 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

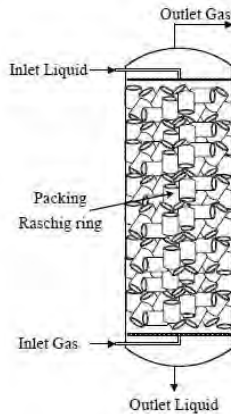
Spesifikasi alat *DEA Pump* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	: 42,076 gpm
Tekanan <i>suction</i>	: 1,48 atm
Tekanan <i>discharge</i>	: 11,84 atm
Beda ketinggian	: 20 ft atau 6,096 m
Ukuran pipa	: 2½ in OD sch 40
Power pompa	: 20,19 hp

6. GLYCOL CONTACTOR (D-210)

Glycol Contactor merupakan salah satu metode penghilangan kadar air bahan baku secara kimia, di mana bahan baku dikontakkan dengan larutan glycol yaitu *Triethilenglycol (TEG)*

untuk mengabsorpsi H_2O sehingga tidak menyebabkan korosivitas pada alat. Unit *Glycol Contactor* yang digunakan adalah *Packed Tower*.



Gambar 6. Penampang dari *Glycol Contactor*

Spesifikasi alat mengacu pada *Treybal (1981)* dan *Van Winkle (1967)*.

Tipe : Silinder tegak, tutup bawah dan tutup atas dish, dilengkapi dengan *packing rasching ring* dan *sparger*

Dasar Pemilihan : Umum digunakan untuk proses penyerapan pada tekanan atmosferik

Kondisi Operasi : P operasi = 1 atm
T operasi = 40 °C

A. *Feed Inlet Liquid*

TEG (Triethylenglycol) dari tangki penyimpanan TEG:

Rate mass = 1179,224 kg/jam = 2599,72 lb/jam

ρ DEA = 1110,6 kg/m³ = 69,332 lb/cuft

Rate volumetric = $\frac{r_{tss}}{s_{ts}} = \frac{1179,224}{69,332} = 37,5$ cuft/jam

B. *Feed Inlet Gas*

H_2O dari feed gas alam:

Rate mass = 13428,32 kg/jam = 29604,08 lb/jam

ρ H_2O = 999,97 kg/m³ = 62,426 lb/cuft

$$\text{Rate volumetric} = \frac{r_t \quad ss}{s \quad t \quad s} = \frac{29604,08}{62,426} = 474,23 \text{ cuft/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Total rate volumetric} &= 37,5 \text{ cuft/jam} + 474,23 \text{ cuft/jam} \\ &= 511,72 \text{ cuft/jam} \end{aligned}$$

Direncanakan waktu kontak selama 1 menit dengan 1 buah tangki, sehingga volume tangki adalah $= 511,72 \text{ cuft/jam} \times (1/60) \text{ jam}$
 $= 8,53 \text{ cuft}$

Asumsi bahan mengisi 80% volume tangki (20% untuk ruang gas) (sebagai factor keamanan)

$$\begin{aligned} \text{Maka volume tangki} &= 8,53 \text{ cuft} \times (100/80) \\ &= 10,66 \text{ cuft} \end{aligned}$$

C. Menentukan ukuran tangki dan ketebalannya

Asumsi rasio dimensi: $H/D = 5$ (Ulrich, Tabel 4-18)

$$\text{Volume} = \frac{1}{4} \pi (D^2) H$$

$$10,66 = \frac{1}{4} \pi (D^2) 5D$$

$$\begin{aligned} D &= 2,6 \text{ ft} \\ &= 31 \text{ in} = 0,79 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H &= 2,6 \times 5 = 13 \text{ ft} \\ &= 156 \text{ in} = 3,96 \text{ m} \end{aligned}$$

D. Menentukan tebal minimum shell

Tebal *shell* berdasarkan ASME Code untuk *cylindrical tank*:

$$t_{\min} = \frac{r}{-0,6} + \quad (\text{Brownell \& Young, pers 13-1, hal.254})$$

dengan : r_i = jari-jari tangki; in ($1/2 D$)

C = factor korosi; in (digunakan $1/8$ in)

E = factor pengelasan, *double welded*; $E = 0,8$

f = *stress allowable*; psi ($f = 12650$ psi)

(Brownell & Young, T.13-1)

P operasi = 1 atm = 14,7 psi

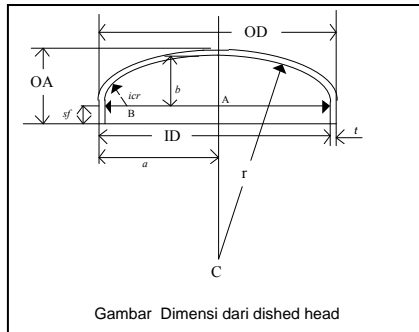
P design diambil 10% lebih besar dari P operasi untuk factor keamanan.

$$P \text{ hidrostatik} = \frac{\rho \quad H}{144} = \frac{69,332 \quad 13}{144} = 6,26 \text{ psi}$$

$$P \text{ total} = P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatik}$$

$$\begin{aligned}
 &= 14,7 + 6,26 = 20,96 \text{ psi} \\
 P \text{ design} &= 1,1 \times 20,96 \\
 &= 23,0551 \text{ psi} \\
 r &= \frac{1}{2} D \\
 &= \frac{1}{2} \times 31,2 = 15,6 \text{ in} \\
 t_{\min} &= \frac{35,0551 \cdot 15,6}{(12650 - 0,8) - (0,6 \cdot 35,0551)} + 0,125 \\
 &= 0,16 \text{ in (dipakai tebal standar } 1/8 \text{ in)}
 \end{aligned}$$

E. Menentukan tutup atas dan tutup bawah (*standard torispherical dished*)



Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 *Brownell & Young*:

$$th = \frac{0,855 \cdot r}{-0,1} +$$

dengan : rc = crown radius; in

C = factor korosi; in (digunakan 1/8 in)

E = factor pengelasan, *double welded*; E = 0,8

f = *stress allowable*; psi (f = 12650 psi)

(*Brownell & Young, T.13-1*)

Untuk D = 31,2 in (*Brownell & Young, table 5.7*)

didapatkan : rc = 32 in = 2,7 ft

icr = 2 in

$$th = \frac{0,855 \cdot r}{-0,1} +$$

$$\begin{aligned}
 th &= \frac{(0,855 \quad 23,0551) \quad 32}{(12650 \quad 0,8) - (0,1 \quad 23,0551)} + 0,125 \\
 &= 0,189 \text{ in (digunakan t standar 2/8 in)} \\
 D &= 31,2 \text{ in} = 2,6 \text{ ft} \\
 \text{ID tutup} &= \text{OD tangki} - 2(th) \\
 &= 31,2 - (2 \times 0,189) \\
 &= 30,82 \text{ in} = 2,568 \text{ ft} \\
 a &= \frac{D}{2} \\
 &= \frac{30,82}{2} \\
 &= 15,41 \text{ in} \\
 BC &= rc - icr \\
 &= 30 \text{ in} \\
 AB &= a - icr \\
 &= 13,41 \text{ in} \\
 AC &= \sqrt{84,5^2 - 27,17^2} \\
 &= 26,84 \text{ in} \\
 b &= rc - AC \\
 &= 5,16 \text{ in} \\
 OA &= 0,189 + 5,16 + 1,5 \\
 &= 6,85 \text{ in} = 0,6 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

F. Menentukan Volume Head

Untuk rasio icr terhadap OD sekitar 6%, dengan persamaan 5.11 Brownell & Young, dihitung volume head:

$$\begin{aligned}
 V &= 0,000049 \times (Di)^3 \\
 V &= 0,00083 \text{ ft}^3 = 0,000023 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

G. Menghitung Sparger bagian atas

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetric DEA} &= 37 \text{ cuft/jam} \\
 &= 0,62 \text{ cuft/mnt}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Timmerhaus edisi 4, figure 14-2, halaman 498, asumsi aliran turbulen didapatkan :

$$\text{ID optimum} = 2,4 \text{ in (digunakan uk. standar 2,469 in)}$$

dari Geankoplis, appendix A.5 didapatkan :

$$sch = 40$$

$$OD = 2,875 \text{ in} = 0,239 \text{ ft} = 0,073 \text{ m}$$

$$ID = 2,469 \text{ in} = 0,206 \text{ ft} = 0,063 \text{ m}$$

$$A = 4,784 \text{ in}^2 = 0,033 \text{ ft}^2$$

$$v = (\text{Rate volumetric}/A) \times (1/60) \\ = 0,31 \text{ ft/s}$$

$$g, \mu = 17,88 \text{ } ^9 \text{ p } 0,012 \text{ lb/ft.s}$$

$$N_{Re} = 194,46$$

dengan $N_{Re} < 2100$ maka untuk menentukan diameter sparger digunakan persamaan 6.5 dari Treybal halaman 141 :

$$dp = 0,028 \times d_o^{1/2} \times N_{Re}^{1/3}$$

$$dp = 0,0438 \text{ m} = 0,144 \text{ ft} = 43,836 \text{ mm}$$

Untuk pemasangan sejajar atau segaris pada pipa, jarak interface (C) dianjurkan minimal menggunakan jarak 3 dp, maka:

$$C = 3 \times 0,144$$

$$= 0,4315 \text{ ft}$$

Panjang pipa direncanakan 0,75 diameter shell, sehingga:

$$\text{Panjang pipa} = 0,8 \times 2,6 = 2 \text{ ft}$$

Posisi sparger direncanakan disusun bercabang 20, sehingga :

$$\text{Banyak lubang} = \frac{g \text{ p p } \times b \text{ g}}$$

$$= 90 \text{ lubang}$$

$$\text{Jumlah lubang tiap cabang} = \frac{u \text{ l } \text{ lub } \text{ g}}{b \text{ g}}$$

$$= \frac{90}{20} = 4,52 \text{ lubang tiap cabang}$$

H. Menghitung Sparger bagian bawah

$$\text{Rate volumetric} = \frac{r \text{ t } \text{ ss}}{s \text{ t s}} = 474,227 \text{ cuft/jam} \\ = 7,9 \text{ cuft/mnt}$$

Berdasarkan Timmerhaus edisi 4, figure 14-2, halaman 498, asumsi aliran turbulen didapatkan :

$$ID \text{ optimum} = 19 \text{ in (digunakan uk. standar 19,25 in)}$$

dari Timmerhaus Tabel 13 didapatkan :

$$sch = 40$$

$$OD = 20 \text{ in} = 1,7 \text{ ft}$$

$$ID = 19 \text{ in} = 1,6 \text{ ft}$$

$$A = 291 \text{ in}^2 = 2 \text{ ft}^2$$

$$v = (\text{Rate volumetric}/A) \times (1/60) \\ = 0,07 \text{ ft/s}$$

$$\mu = 1 \text{ cp} = 0,00067 \text{ lb/ft.s}$$

$$N_{Re} = 9746,64$$

dengan $N_{Re} > 2100$ maka untuk menentukan diameter sparger digunakan persamaan 6.5 dari Treybal halaman 141 :

$$dp = 0,0071 \times N_{Re}^{-0,05} \\ = 0,00449 \text{ m} = 0,01472 \text{ ft} = 4,486 \text{ mm}$$

Untuk pemasangan sejajar atau segaris pada pipa, jarak interface (C) dianjurkan minimal menggunakan jarak 3 dp, maka:

$$C = 3 \times 0,01472 \\ = 0,04415 \text{ ft}$$

Panjang pipa direncanakan 0,75 diameter shell, sehingga:

$$\text{Panjang pipa} = 0,8 \times 2,6 = 2 \text{ ft}$$

Posisi sparger direncanakan disusun bercabang 20, sehingga :

$$\text{Banyak lubang} = \frac{g p p \times b g}{b g} \\ = 883 \text{ lubang}$$

$$\text{Jumlah lubang tiap cabang} = \frac{u l \text{ lub } g}{b g} \\ = \frac{883}{20} = 44 \text{ lubang tiap cabang}$$

I. Menentukan jumlah *packing*



Digunakan packing jenis *racing ring* dengan spesifikasi standard menurut *Van Winkle table 15.1*

$$\begin{aligned} \text{Ukuran packing} &= 1 \text{ in} \\ \text{Tebal packing} &= 0,125 \text{ in atau } 0,003 \text{ m} \\ \text{Tinggi packing} &= 80\% \text{ dari tinggi shell} \\ &= 80\% \times 13 \text{ ft} = 10,4 \text{ ft} \\ \text{Diameter shell} &= 11 \text{ ft} \\ \text{Volume packing} &= \frac{1}{4} \pi (D^2) H \\ &= 987,844 \text{ cuft} \\ \text{Jumlah packing/cuft} &= 1,35 \text{ buah} \\ \text{Jumlah packing total} &= 1,35 \times 987,844 \end{aligned}$$

= 1333,59 buah

Spesifikasi alat *Packed Tower* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Spesifikasi tangki:

Bahan Konstruksi	= <i>Carbon steels SA-283 grade C</i>
Volume tangki	= 10,66 cuft atau 301,857 lt
Diameter tangki	= 2,6 ft atau 0,79 m
Tinggi tangki	= 13 ft atau 3,96 m
Tebal <i>shell</i>	= 1,92 in atau 0,049 m
Tebal tutup atas	= 2,268 in atau 0,057 m
Tebal tutup atas	= 2,268 in atau 0,057 m

Spesifikasi *Packing*:

Bahan konstruksi	= <i>Ceramic stoneware</i>
Jumlah <i>packing</i>	= 1333,59 bu ≈ 1334 buah
Ukuran <i>packing</i>	= 1 in atau 0,0254 m
Tebal <i>packing</i>	= 0,125 in atau 0,003 m

Spesifikasi *Sparger*:

Tipe	= <i>Standard Perforated Pipe</i>
Bahan konstruksi	= <i>Commercial Steel</i>

Bagian atas

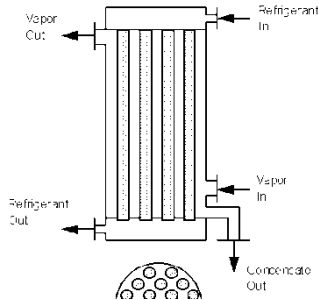
- Diameter lubang = 43,84 mm
- Jumlah cabang = 20 buah
- Lubang tiap cabang = 5 lubang

Bagian bawah

- Diameter lubang = 4,485 mm
- Jumlah cabang = 20 buah
- Lubang tiap cabang = 44 lubang

7. CONDENSER 1 (E-122)

Condenser merupakan salah satu jenis *heat exchanger* yang berfungsi untuk mendinginkan komponen C_3 dan C_4 yang keluar dari *compressor* serta untuk mengubah fase gas tersebut menjadi *liquid*.



Gambar 7. Penampang dari *Condenser 1*

Spesifikasi alat dan desain *Condenser* mengacu pada *Kern (1950)*.

A. Heat Balance

Aliran bahan dingin (Q) = 6E+12 kg/jam

Aliran bahan dingin (W) = 6E+9 kg/jam

Aliran bahan panas (W) = 4710,3 kg/jam

B. LMTD

$$T_1 = 293 \text{ }^{\circ}\text{F atau } 145 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_2 = 113 \text{ }^{\circ}\text{F atau } 45 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$t_1 = 86 \text{ }^{\circ}\text{F atau } 30 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$t_2 = 113 \text{ }^{\circ}\text{F atau } 45 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{1 - (T_1 - t_2) - T_2 - t_1)} \\ &= 80,649 \text{ }^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R &= \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{(t_2 - t_1)} \\ &= 6,7 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} S &= (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1) \\ &= 0,1304 \end{aligned}$$

karena nilai R sangat besar maka harus mencari factor temperature pada fig. 19

$$F_T = 0,83$$

$$\begin{aligned} \Delta T &= F_T \times \text{LMTD} \\ &= 66,938 \end{aligned}$$

C. Menentukan U_D

$$U_D = 50 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

D. Pemilihan jenis dan ukuran pipa

Dari tabel 10 Kern dipilih pipa:

$$\text{OD} = 1,25 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$\text{L} = 16 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 1,12 \text{ in}$$

$$\text{ao} = 0,3271 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{ai} = 0,985 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

E. Menghitung luas perpindahan panas (A)

$$\begin{aligned} A &= Q / (U_D \Delta T) \\ &= 1806221456,68 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

F. Menghitung jumlah pipa dan diameter shell

$$\begin{aligned} N_t &= A / (L \times \text{ao}) \\ &= 172560136,1 \end{aligned}$$

Dari tabel 9 Kern dipilih HE dengan ketentuan:

Shell

$$\text{ID} = 27$$

$$\text{B} = 19$$

$$\text{Pass} = 2$$

Tube

$$N_t = 172560136,1$$

$$\text{OD} = 1,25$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$\text{Pitch} = 1,563$$

$$\text{Pass} = 4$$

G. Mengkoreksi harga U_D

$$\begin{aligned} \text{Harga A terkoreksi} &= N_t \times L \times \text{ao} \times 2 \\ &= 1806221457 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_D \text{ koreksi} &= Q / (A \text{ or } s \Delta T_{\text{mean}}) \\ &= 41,25 \end{aligned}$$

hot fluid (Shell)

cold fluid (tube)

9. Flow area

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 \times P_T} \quad \times \quad 0.5$$

$$\begin{aligned} C' &= P_T - OD \\ &= 1.6 - 1.3 \\ &= 0.3125 \\ a_s &= 0.354375 \end{aligned}$$

10. Mass Velocity

$$\begin{aligned} G_s &= W_s / a_s \\ &= 10384.43 \\ &= \frac{10384.43}{0.354375} \\ &= 29303.51 \text{ lb/hr.ft}^2 \end{aligned}$$

11. At 203 °F

$$\begin{aligned} \mu &= 0.1 \text{ cp (fig.15)} \\ &= 0.2299 \text{ lbm/ft.h} \\ &\text{dari fig.28 hal 838 kern} \\ De &= 1.2 \text{ in} \\ &= 0.102459 \text{ ft} \\ Nre &= \frac{De G_s}{\mu} = 13059.63 \end{aligned}$$

12. $j_H = 65$

13. At 196,7 °F

$$\begin{aligned} C &= 0.4461 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F} \\ K &= 0.06753 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

9. Flow area

$$\begin{aligned} a_t &= \frac{N_t \times a_i}{144 \times n} \\ a_t &= 295089.82 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

10. Mass Velocity

$$\begin{aligned} G_t &= W_t / a_t \\ &= \frac{1.246E+10}{295089.82} \\ &= 42211.266 \\ V_{el, V} &= G_t / 3600p \\ &= \frac{42211.26627}{3600 \times 62} \\ &= 0.1891186 \end{aligned}$$

11. At 203 °F

$$\begin{aligned} \mu &= 0.09 \text{ cp} \\ &= 0.2057 \text{ lb}_m/\text{ft.h} \\ Nre &= \frac{Dt G_t}{\mu} \\ &= 19152.738 \end{aligned}$$

12. $h_i = 170$

$$\begin{aligned} h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\ &= 152.32 \end{aligned}$$

$$(\mu/)^{1/3} = 1.149454$$

$$\begin{aligned} 14. \quad h_o &= j_H \cdot (D)^{-1/4} \cdot (\mu/)^{1/3} \\ &= 49.24379 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

15. Clean overall coefficient, U_c

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{i_o} h_o}{h_{i_o} + h_o} \\ &= 37.2131 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

16. Menghitung fouling factor (R_D)

$$\begin{aligned} R_D &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} \\ &= -0.00278 \end{aligned}$$

Menghitung ΔP tube

$$\begin{aligned} 17. \quad N_t &= 19152,738 \\ f &= 0,0002 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \\ s &= 1 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 18. \quad \Delta P_t &= 2 \times \frac{0,00018 \cdot 1,8 \cdot 10^9 \cdot 16 \cdot 4}{5,2 \cdot 10 \cdot 0,0933 \cdot 1 \cdot 1} \\ &= 0,0084 \\ G_t &= 42211,47 \\ v_2/2g &= 0,12 \\ \Delta P_t &= (4 \times 2 \times 2)/0,12 \\ &= 3,84 \text{ psi} \end{aligned}$$

Menghitung ΔP shell

$$\begin{aligned} 17. \quad N_t &= 13059,63 \\ f &= 0,0016 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \\ s &= 0,8115 \\ D_s &= 27/12 = 2,25 \end{aligned}$$

$$18. \Delta P_s = 2 \times \frac{0,0016 \quad 9 \quad +08 \quad 2,3 \quad 41}{5 \quad +10 \quad 0,1025 \quad 0,8115 \quad 1}$$

$$= 0,0289$$

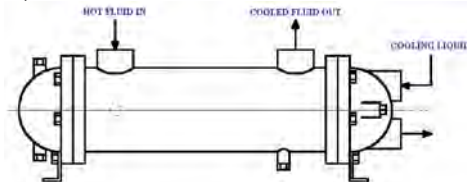
$\Delta P_s < 10\text{psi}$ (desain memenuhi)

Spesifikasi alat *Condenser 4* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Jenis : Shell & tube 2-4
 Jumlah : 2
 Luas area : 1806221456,68 ft²
 T₁ : 293 °F atau 145 °C
 T₂ : 113 °F atau 45 °C
 t₁ : 86 °F atau 30 °C
 t₂ : 113 °F atau 45 °C
 ID shell : 27 in atau 0,686 m
 OD tube : 1,25 in atau 0,032 m

8. COOLER 2 (E-211)

Cooler merupakan salah satu jenis *heat exchanger*, yang berfungsi sebagai pendingin larutan glycol (TEG) regenerasi yang akan digunakan kembali sebagai larutan penyerap gas asam dalam kolom *Glycol Contactor*. Spesifikasi alat dan desain *Cooler* mengacu pada Kern (1950).



Gambar 8. Penampang dari *Cooler*

Spesifikasi alat dan desain *Cooler* mengacu pada Kern (1950).

Keterangan Fluida yang masuk Heat Exchanger

Keterangan	Nilai	Satuan	Nilai	Satuan
W TEG	66148,746	kg/hr	145833.8	lb/hr
T1	65	°C	149	°F
T2	38	°C	100.4	°F

APENDIKS C

w Water	7010,786	kg/hr	15456.22	lb/hr
t1	30	⁰ C	86	⁰ F
t2	45	⁰ C	113	⁰ F
Rd	0.003			
Δ l qu	10	psi		

1) Heat Balance

a) DEA

$$\begin{aligned}
 W_{\text{DEA}} &= 145833.8 \text{ lb/hr} \\
 \Delta T &= T_1 - T_2 \\
 &= 48.60 \text{ }^{\circ}\text{F} \\
 C_p &= 2.528 \text{ kJ/kgmol. }^{\circ}\text{C} \\
 C_p &= 0.6042 \text{ Btu/lbmol. }^{\circ}\text{F} \\
 Q &= W_p \Delta T \\
 &= 4282326,8 \text{ Btu/hr}
 \end{aligned}$$

b) Water

$$\begin{aligned}
 w_{\text{Water}} &= 15456.22 \text{ lb/hr} \\
 \Delta T &= t_2 - t_1 \\
 &= 27 \text{ }^{\circ}\text{F} \\
 c_p &= 1.000048 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F} \\
 Q &= w_p \Delta T \\
 &= 417337.85 \text{ Btu/hr}
 \end{aligned}$$

2) Δt

Hot Fluid		Cold Fluid	Diff
149	Higher Temp	113.00	36.00
100.40	Lower Temp	86.00	14.40
48.60	Differences	27.00	21.60

$$\begin{aligned}
 \text{LMTD} &= (\Delta t_2 - \Delta t_1) / \ln (\Delta t_1 / \Delta t_2) \\
 &= 23.57 \\
 R &= (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1) \\
 &= 1.80 \\
 S &= (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1) \\
 &= 0.43
 \end{aligned}$$

Digunakan 1-1 Exchanger dengan:

$$\begin{aligned}F_t &= 0.9 \\ \Delta t &= F_t \times \text{LMTD} \\ &= 22.16 \text{ } ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

3) T_c dan t_c

Karena:

$$\begin{aligned}m \text{ DEA} &= 17.889 \text{ cP} \\ K_c &= 0.3 \\ F_c &= 0.4 \\ T_c &= 121 \text{ } ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

Karena:

$$\begin{aligned}m \text{ Water} &= 0.75 \text{ cP} \quad (\text{kurang dari } 1 \text{ cP}) \\ t_c &= t_{av} \\ &= 27.00 \text{ } ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

Trial :

a) Asumsi : $U_d = 90 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$ (dari table 8) (75-150)

$$\begin{aligned}A &= Q/(U \times \Delta t) \\ &= 2356.55 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

Asumsi HE Tubes: 3/4 in OD, 16 BWG tubes 8'0" long on 1-in triangular pitch

$$L = 6 \text{ ft}$$

Dari table 10 pada 3/4 OD tube dan 16 BWG dapat diperoleh $a''t$:

$$a''t = 0.1963 \text{ ft}^2/\text{lin ft}$$

$$\begin{aligned}\text{Number of Tube (N)} \quad A/(L \times a''t) &= \frac{A}{L \times a''t} \\ &= 2000,80\end{aligned}$$

b) Asumsi 2 tube passes

Dari perhitungan:

8.88 tubes, two pas 3/4 in OD, 16 BWG tubes 10'0" long on 1-in triangular pitch

Dari table 9, nilai yang paling mendekati:

9 tubes in 12 in ID shell

$$\text{ID} = 8 \text{ in}$$

c) Corrected Ud

$$\begin{aligned} A &= N \times L \times a''t \\ &= 10.60 \text{ ft}^2 \\ Ud &= Q/(A \times \Delta t) \\ &= 20008.04 \end{aligned}$$

Hot Fluida: Shell side, DEA

4') Flow area

Nilai baffle spase yang minimum akan memberikan
Nilai ho yang maksimum, sehingga:

$$\begin{aligned} B &= ID/1.3 \\ &= 2.0 \\ a_s &= ID \times C'B/144Pt \\ &= 0.08 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

5') Mass Velocity

$$\begin{aligned} G_s &= w/a_s \\ &= 1750005,41 \text{ lb/(hr)(ft}^2\text{)} \end{aligned}$$

6') Reynold Number

$$\begin{aligned} cp &= 0.6042 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F} \\ k &= 0.08427 \text{ W/m. K} \\ &= 0.04869 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F/ft)} \\ \mu &= 2.564 \text{ cp} \\ &= 6.20488 \text{ lb/(ft)(hr)} \end{aligned}$$

Dari figure 28 pada 3/4 in OD dan 1-in triangular pitch:

$$\begin{aligned} De &= 0.73 \text{ in} \\ &= 0.061 \text{ ft} \\ Res &= (De \times G_s)/\mu \\ &= 17157.25 \end{aligned}$$

7') jH

Dari figure 28 pada Res, diperoleh:

$$jH = 6.4$$

8') ho

$$\begin{aligned} h_o &= jH(k/De)(c\mu/k)^{(1/3)} \phi_s \\ o/\phi_s &= 31.41 \quad \text{Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} \end{aligned}$$

Karena viskositas kurang dari 1 cp maka tidak perlu

$$r \text{ tw. } D \phi_s 1$$

Sehingga:

$$h_o = 31.41 \quad \text{Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

Cold Fluida: Tube side, Water

4) Flow area

Dari table 10 pada 3/4 in OD, 16 BWG:

$$\begin{aligned} a't &= 0.302 \quad \text{in}^2 \\ at &= (Nt \times a't)/(144 \times n) \\ &= 0.01 \quad \text{ft}^2 \end{aligned}$$

5) Mass Velocity

$$\begin{aligned} Gt &= W/at \\ &= 1637745,05 \quad \text{lb/(hr)(ft}^2\text{)} \end{aligned}$$

6) Reynold Number

$$\begin{aligned} Cp &= 1.00 \quad \text{Btu/lb.}^\circ\text{F} \\ k &= 0 \quad \text{Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F/ft)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mu &= 0.75 \quad \text{cp} \\ &= 1.8150 \quad \text{lb/(ft)(hr)} \end{aligned}$$

Dari table 10 pada 3/4 in OD dan 16 BWG

$$\begin{aligned} D &= 0.62 \quad \text{in} \\ &= 0.62/12 \quad \text{ft} \\ &= 0.052 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Ret} &= (D \times Gt)/\mu \\ &= 46620.84 \end{aligned}$$

7) Velocity

$$\begin{aligned} \rho &= 61.94 \quad \text{lb/ft}^3 \\ \text{Velocity} &= 6.120 \end{aligned}$$

8) hio

$$h_i = 2000 \quad \text{Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= h_i \times (ID/OD) \\ &= 1653.33 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} \end{aligned}$$

Karena viskositas kurang dari 1 cp maka tidak perlu mencari μ_w .

D $\phi_t = 1$

Sehingga:

$$h_{io} = 1653.33 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

Pressure Drop

Shell Side:

9') Dari figure 29 pada Res, maka:

$$\begin{aligned} f_s &= 0.0017 \\ s &= 0.01 \end{aligned}$$

10')

$$\begin{aligned} \Delta N + 1 &= 12L/B \\ &= 36.00 \\ D_s &= ID/12 \\ &= 0.67 \text{ ft} \\ \Delta s &= (f_s G_s^2 D_s (N+1)) / (5.22 \times 10^{10} \times D_s s \phi_s) \\ &= 3892.487 \end{aligned}$$

Tube Side:

9) Dari figure 26 pada Ret, maka:

$$\begin{aligned} f_t &= 0.00018 \\ s &= 0.68 \end{aligned}$$

10)

$$\begin{aligned} \Delta s &= (f_t G_t^2 D_s L_n) / (5.22 \times 10^{10} \times D_s s \phi_t) \\ &= 0.108811718 \\ \Delta r &= (4n/s)(V^2/2g') \\ \text{Dari Figure 27 pada Gt diperoleh:} \\ V^2/2g' &= 0.4 \\ \Delta r &= 5.411765 \\ \Delta t &= \Delta s + \Delta r \\ &= 5.521 \end{aligned}$$

K r Δ (t u g) l b l r Δ (t t p) s su

memenuhi

- 11') Clean Overall Coefficient, U_c

$$U_c = (h_{io} \times h_o) / (h_{io} + h_o)$$

$$= 30.83$$
- 12') Dirt Factor, R_d

$$R_d = (U_c - U_d) / (U_c \times U_d)$$

$$= 0.001324$$

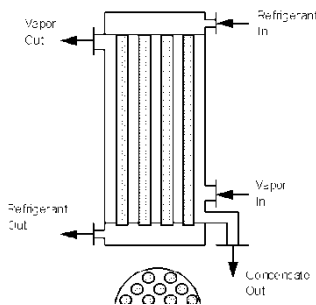
Karena R_d (hitung) lebih besar dari R_d (ketetapan) maka desain sudah memenuhi

Spesifikasi alat *Cooler 2* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Tipe : *Shell and tube 1-1 Exchanger*
 Bahan : *Carbon Steel*
 ID *shell* : 8 inch atau 0,203 meter
 ΔP *shell* : 0,816 psia atau
 ID *tube* : 0,62 inch atau 0,0157 meter
 ΔP *tube* : 5,413 psia
 R_d : 0,0013 $\text{ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}/\text{btu}$
 Luas area : 90 ft^2

9. CONDENSER 2 (E-312)

Condenser merupakan salah satu jenis *heat exchanger* yang berfungsi untuk mendinginkan komponen C_3 dan C_4 yang keluar dari *compressor* serta untuk mengubah fase gas tersebut menjadi *liquid*.



Gambar 9. Penampang dari *Condenser 2*

Spesifikasi alat dan desain *Condenser* mengacu pada *Kern* (1950).

A. Heat Balance

Aliran bahan dingin (Q) = 6E+12 kg/jam

Aliran bahan dingin (W) = 6E+9 kg/jam

Aliran bahan panas (W) = 4710,3 kg/jam

B. LMTD

$T_1 = 293\text{ }^{\circ}\text{F}$ atau $145\text{ }^{\circ}\text{C}$

$T_2 = 113\text{ }^{\circ}\text{F}$ atau $45\text{ }^{\circ}\text{C}$

$t_1 = 86\text{ }^{\circ}\text{F}$ atau $30\text{ }^{\circ}\text{C}$

$t_2 = 113\text{ }^{\circ}\text{F}$ atau $45\text{ }^{\circ}\text{C}$

$$\text{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{1 - (T_1 - t_2) - T_2 - t_1}$$

$$= 80,649\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$R = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{(t_2 - t_1)}$$

$$= 6,7$$

$$S = (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1)$$

$$= 0,1304$$

karena nilai R sangat besar maka harus mencari factor temperature pada fig. 19

$$F_T = 0,83$$

$$\Delta T = F_T \times \text{LMTD}$$

$$= 66,938$$

C. Menentukan U_D

$$U_D = 50 \text{ Btu}/(\text{jam})(\text{ft}^2)(^{\circ}\text{F})$$

D. Pemilihan jenis dan ukuran pipa

Dari tabel 10 Kern dipilih pipa:

$$\text{OD} = 1,25 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$L = 16 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 1,12 \text{ in}$$

$$\text{ao} = 0,3271 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{ai} = 0,985 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

E. Menghitung luas perpindahan panas (A)

$$\begin{aligned} A &= Q / (U_D \Delta T) \\ &= 1806221456,68 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

F. Menghitung jumlah pipa dan diameter shell

$$\begin{aligned} N_t &= A / (L \times a_o) \\ &= 172560136,1 \end{aligned}$$

Dari tabel 9 Kern dipilih HE dengan ketentuan:

Shell

$$\begin{aligned} ID &= 27 \\ B &= 19 \\ Pass &= 2 \end{aligned}$$

Tube

$$\begin{aligned} N_t &= 172560136,1 \\ OD &= 1,25 \\ BWG &= 16 \\ Pitch &= 1,563 \\ Pass &= 4 \end{aligned}$$

G. Mengkoreksi harga U_D

$$\begin{aligned} \text{Harga A terkoreksi} &= N_t \times L \times a_o \times 2 \\ &= 1806221457 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_D \text{ koreksi} &= Q / (A \text{ or } s \Delta T_{\text{mean}}) \\ &= 41,25 \end{aligned}$$

hot fluid (Shell)

cold fluid (tube)

9. Flow area

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 \times P_T} \quad \times \quad 0.5$$

$$\begin{aligned} C' &= P_T - OD \\ &= 1.6 - 1.3 \\ &= 0.3125 \\ a_s &= 0.354375 \end{aligned}$$

9. Flow area

$$\begin{aligned} a_t &= \frac{N_t \times a_i}{144 \times n} \\ a_t &= 295089.82 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

10. Mass Velocity

$$G_t = W_t / a_t$$

10. Mass Velocity

$$\begin{aligned} G_s &= W_s/as \\ &= 10384.43 \\ &= \frac{0.354375}{29303.51} \text{ lb/hr.ft}^2 \end{aligned}$$

11. At 203 °F

$$\begin{aligned} \mu &= 0.1 \text{ cp (fig.15)} \\ &= 0.2299 \text{ lbm/ft.h} \\ \text{dari fig.28 hal 838 kern} \\ De &= 1.2 \text{ in} \\ &= 0.102459 \text{ ft} \\ Nre &= \frac{DeG_s}{\mu} = 13059.63 \end{aligned}$$

12. $j_H = 65$

13. At 196,7 °F

$$\begin{aligned} C &= 0.4461 \text{ Btu/lb.°F} \\ K &= 0.06753 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{°F} \\ (. \mu /)^{1/3} &= 1.149454 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 14. \quad h_o &= j_H \cdot (/ D) \cdot (\mu /)^{1/3} \\ &= 49.24379 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{°F} \end{aligned}$$

15. Clean overall coeffiecient, U_c

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= 37.2131 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{°F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} &= \frac{1.246E+10}{295089.82} \\ &= 42211.266 \\ \text{Vel,} &= Gt/3600p \\ V &= \frac{42211.26627}{3600 \times 62} \\ &= 0.1891186 \end{aligned}$$

11. At 203 °F

$$\begin{aligned} \mu &= 0.09 \text{ cp} \\ &= 0.2057 \text{ lb, /ft.h} \\ Nre &= \frac{DtGt}{\mu} \\ &= 19152.738 \end{aligned}$$

12. $hi = 170$

$$\begin{aligned} 13. \quad h_{io} &= H_i \times \frac{ID}{OD} \\ &= 152.32 \end{aligned}$$

16. Menghitung fouling factor (R_D)

$$RD = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$= -0.00278$$

Menghitung ΔP tube

$$17. N_t = 19152,738$$

$$f = 0,0002 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$s = 1$$

$$18. \Delta P_t = 2 \times \frac{0,00018 \cdot 1,8 \cdot +09 \cdot 16 \cdot 4}{5,2 \cdot +10 \cdot 0,0933 \cdot 1 \cdot 1}$$

$$= 0,0084$$

$$G_t = 42211,47$$

$$v_2/2g' \cdot 0,12$$

$$\Delta P_t = (4 \times 2 \times 2)/0,12$$

$$= 3,84 \text{ psi}$$

Menghitung ΔP shell

$$17. N_t = 13059,63$$

$$f = 0,0016 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$s = 0,8115$$

$$D_s = 27/12 = 2,25$$

$$18. \Delta P_s = 2 \times \frac{0,0016 \cdot 9 \cdot +08 \cdot 2,3 \cdot 41}{5 \cdot +10 \cdot 0,1025 \cdot 0,8115 \cdot 1}$$

$$= 0,0289$$

$$\Delta P_s < 10 \text{ psi (desain memenuhi)}$$

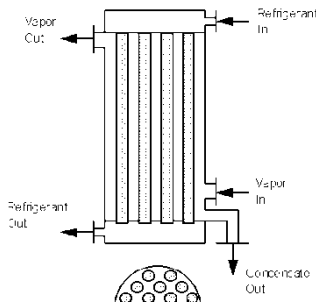
Spesifikasi alat *Condenser 2* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Jenis : Shell & tube 2-4
 Jumlah : 2
 Luas area : 1806221456,68 ft²

T_1	: 293 °F atau 145 °C
T_2	: 113 °F atau 45 °C
t_1	: 86 °F atau 30 °C
t_2	: 113 °F atau 45 °C
ID shell	: 27 in atau 0,686 m
OD tube	: 1,25 in atau 0,032 m

10. CONDENSER 3 (E-322)

Condenser merupakan salah satu jenis *heat exchanger* yang berfungsi untuk mendinginkan komponen C_3 dan C_4 yang keluar dari *compressor* serta untuk mengubah fase gas tersebut menjadi *liquid*.



Gambar 10. Penampang dari *Condenser 3*

Spesifikasi alat dan desain *Condenser* mengacu pada *Kern* (1950).

A. Heat Balance

Aliran bahan dingin (Q) = 6E+12 kg/jam

Aliran bahan dingin (W) = 6E+9 kg/jam

Aliran bahan panas (W) = 4710,3 kg/jam

B. LMTD

T_1 = 293 °F atau 145 °C

T_2 = 113 °F atau 45 °C

t_1 = 86 °F atau 30 °C

t_2 = 113 °F atau 45 °C

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{1 \ln (T_1 - t_2) - T_2 - t_1)}$$

$$\begin{aligned}
 &= 80,649 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 R &= \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{(t_2 - t_1)} \\
 &= 6,7 \\
 S &= (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1) \\
 &= 0,1304
 \end{aligned}$$

karena nilai R sangat besar maka harus mencari factor temperature pada fig. 19

$$\begin{aligned}
 F_T &= 0,83 \\
 \Delta T &= F_T \times \text{LMTD} \\
 &= 66,938
 \end{aligned}$$

C. Menentukan U_D

$$U_D = 50 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

D. Pemilihan jenis dan ukuran pipa

Dari tabel 10 Kern dipilih pipa:

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 1,25 \text{ in} \\
 \text{BWG} &= 16 \\
 L &= 16 \text{ ft} \\
 \text{ID} &= 1,12 \text{ in} \\
 a_o &= 0,3271 \text{ ft}^2/\text{ft} \\
 a_i &= 0,985 \text{ ft}^2/\text{ft}
 \end{aligned}$$

E. Menghitung luas perpindahan panas (A)

$$\begin{aligned}
 A &= Q / (U_D \Delta T) \\
 &= 1806221456,68 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

F. Menghitung jumlah pipa dan diameter shell

$$\begin{aligned}
 N_t &= A / (L \times a_o) \\
 &= 172560136,1
 \end{aligned}$$

Dari tabel 9 Kern dipilih HE dengan ketentuan:

$$\begin{aligned}
 \text{Shell} & \\
 \text{ID} &= 27 \\
 B &= 19 \\
 \text{Pass} &= 2
 \end{aligned}$$

Tube

$$\begin{aligned} N_t &= 172560136,1 \\ OD &= 1,25 \\ BWG &= 16 \\ Pitch &= 1,563 \\ Pass &= 4 \end{aligned}$$

G. Mengkoreksi harga U_D

$$\begin{aligned} \text{Harga A terkoreksi} &= N_t \times L \times a_o \times 2 \\ &= 1806221457 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_D \text{ koreksi} &= Q / (A \text{ or } s \Delta T_{\text{mean}}) \\ &= 41,25 \end{aligned}$$

hot fluid (Shell)

cold fluid (tube)

9. Flow area

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 \times P_T} \quad \times \quad 0.5$$

$$\begin{aligned} C' &= P_T - OD \\ &= 1.6 - 1.3 \\ &= 0.3125 \\ as &= 0.354375 \end{aligned}$$

10. Mass Velocity

$$\begin{aligned} G_s &= W_s/as \\ &= 10384.43 \\ &= \frac{10384.43}{0.354375} \\ &= 29303.51 \text{ lb/hr.ft}^2 \end{aligned}$$

11. At 203 °F

$$\begin{aligned} \mu &= 0.1 \text{ cp (fig.15)} \\ &= 0.2299 \text{ lbm/ft.h} \\ &\text{dari fig.28 hal 838 kern} \end{aligned}$$

9. Flow area

$$\begin{aligned} a_t &= \frac{N_t \times a_i}{144 \times n} \\ a_t &= 295089.82 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

10. Mass Velocity

$$\begin{aligned} G_t &= W_t/at \\ &= \frac{1.246E+10}{295089.82} \\ &= 42211.266 \\ \text{Vel, } V &= G_t/3600p \\ &= \frac{42211.26627}{3600 \times 62} \\ &= 0.1891186 \end{aligned}$$

11. At 203 °F

$$\begin{aligned} \mu &= 0.09 \text{ cp} \\ &= 0.2057 \text{ lb}_m/\text{ft.h} \\ N_{re} &= \frac{DtG_t}{\mu} \end{aligned}$$

APENDIKS C

$$\begin{array}{lcl}
 \text{De} & = & 1.2 \text{ in} \\
 & = & 0.102459 \text{ ft} \\
 \text{Nre} & = & \frac{\text{DeGs}}{\mu} = 13059.63
 \end{array}$$

$$12. \quad j_H = 65$$

$$12. \quad h_i = 170$$

$$\begin{array}{lcl}
 13. \quad \text{At } 196,7^\circ\text{F} \\
 C & = & 0.4461 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F} \\
 K & = & 0.06753 \text{ Btu/hr.ft}^2.^\circ\text{F} \\
 (\mu/^\circ)^{1/3} & = & 1.149454
 \end{array}$$

$$\begin{array}{lcl}
 13. \quad h_{io} & = & h_i \times \frac{ID}{OD} \\
 & = & 152.32
 \end{array}$$

$$\begin{array}{lcl}
 14. \quad h_o & = & j_H \cdot (D/^\circ) \cdot (\mu/^\circ)^{1/3} \\
 & = & 49.24379 \text{ Btu/hr.ft}^2.^\circ\text{F}
 \end{array}$$

15. Clean overall coefficient, U_c

$$\begin{array}{lcl}
 U_c & = & \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} \\
 & = & 37.2131 \text{ Btu/hr.ft}^2.^\circ\text{F}
 \end{array}$$

16. Menghitung fouling factor (R_D)

$$\begin{array}{lcl}
 R_D & = & \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} \\
 & = & -0.00278
 \end{array}$$

Menghitung ΔP tube

$$\begin{array}{lcl}
 17. \quad N_t & = & 19152,738 \\
 f & = & 0,0002 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \\
 s & = & 1
 \end{array}$$

$$18. \quad \Delta P_t = 2 \times \frac{0,00018 \cdot 1,8 \cdot +09 \cdot 16 \cdot 4}{5,2 \cdot +10 \cdot 0,0933 \cdot 1 \cdot 1}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,0084 \\
 Gt &= 42211,47 \\
 v_2/2g &= 0,12 \\
 \Delta P_t &= (4 \times 2 \times 2)/0,12 \\
 &= 3,84 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Menghitung ΔP shell

$$\begin{aligned}
 17. N_t &= 13059,63 \\
 f &= 0,0016 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \\
 s &= 0,8115 \\
 D_s &= 27/12 = 2,25
 \end{aligned}$$

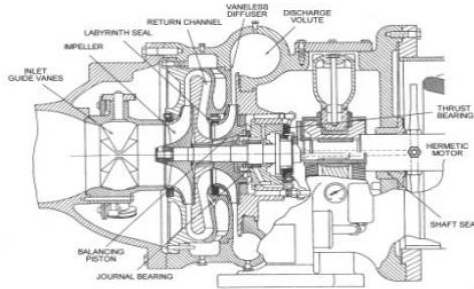
$$\begin{aligned}
 18. \Delta P_s &= 2 \times \frac{0,0016 \cdot 9 \cdot 0,8115 \cdot 2,3 \cdot 41}{5 \cdot 10 \cdot 0,1025 \cdot 0,8115 \cdot 1} \\
 &= 0,0289 \\
 \Delta P_s &< 10 \text{ psi (desain memenuhi)}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi alat *Condenser* 3 yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Jenis	: Shell & tube 2-4
Jumlah	: 2
Luas area	: 1806221456,68 ft ²
T ₁	: 293 °F atau 145 °C
T ₂	: 113 °F atau 45 °C
t ₁	: 86 °F atau 30 °C
t ₂	: 113 °F atau 45 °C
ID shell	: 27 in atau 0,686 m
OD tube	: 1,25 in atau 0,032 m

11. COMPRESSOR (C-411)

Compressor merupakan alat mekanik yang berfungsi untuk meningkatkan tekanan gas C₃ dan C₄.



Gambar 11. Penampang dari *Compressor*

Spesifikasi alat *Compressor* ini mengacu pada McKetta (1979) dan Ludwig (2004).

Kondisi Operasi:

$$P_{\text{suc}} = 6,89 \text{ bar}$$

$$P_{\text{dis}} = 21,683 \text{ bar}$$

Perhitungan kompresor menggunakan cara Ludwig bab 12:

$$T_s (\text{in}) = 90 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_d (\text{out}) = 145 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$P_{\text{in}} = 7 \text{ atm} = 102,9 \text{ psi}$$

$$P_{\text{out}} = 15 \text{ atm} = 220,5 \text{ psi}$$

$$k = 1,089 \text{ (Tabel 12-4)}$$

$$BM_{Av} = 45,268 \text{ lb/lbmol}$$

$$m = \frac{4710,348 \quad 24 \quad 2,2046 \quad 359}{45,268}$$

$$= 1976480,665 \text{ ft}^3/\text{haru (SCFD)}$$

$$= 19922951,1 \text{ m}^3/\text{s}$$

A. Penentuan jumlah stage

$$R_c = \sqrt[N]{\frac{\text{out}}{\text{in}}}$$

$$N = 1 \text{ stage}$$

$$R_c = 1,464$$

Range R_c maks 3 – 4,5 (Tabel 12-1 *centrifugal compressor*)

Maka jumlah stage sudah memenuhi

B. Perhitungan temperature discharge

$$T_{i1} = T_1 R_c^{(k-1/k)}$$

$$k = 1,15$$

$$T_{il} = 405,472 \text{ } ^\circ\text{F} = 198,566 \text{ } ^\circ\text{C}$$

C. Perhitungan Power

$$\text{BhP/MMSCFD} = 85 \quad (\text{Fig. 12.21-A untuk } R_c = 4,51 \text{ dan } k = 1,089)$$

$$\text{Eff. Mekanik} = 95\%$$

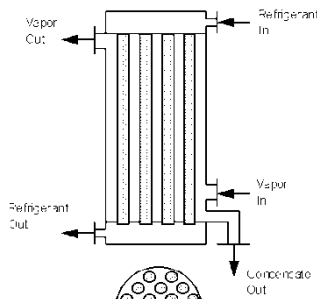
$$\begin{aligned} \text{BhP} &= 85 \times (14,7/14,7) \times (460 + 363) \times 1976480,665 \\ &\quad (460 + 60) \times 1000000 \\ &= 265,942 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi alat *Compressor* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Material : *Cast steel*
 Jenis : *1 stage axial flow*
 Temperature : $198,566 \text{ } ^\circ\text{C}$
 Tekanan *stage* : $102,9 \text{ psi}$ atau $7,002 \text{ atm}$
 Power : $265,942 \text{ hp}$

12. CONDENSER 4 (E-412)

Condenser merupakan salah satu jenis *heat exchanger* yang berfungsi untuk mendinginkan komponen C_3 dan C_4 yang keluar dari *compressor* serta untuk mengubah fase gas tersebut menjadi *liquid*.



Gambar 12. Penampang dari *Condenser 4*

Spesifikasi alat dan desain *Condenser* mengacu pada *Kern (1950)*.

A. Heat Balance

Aliran bahan dingin (Q) = 6E+12 kg/jam

Aliran bahan dingin (W) = 6E+9 kg/jam

Aliran bahan panas (W) = 4710,3 kg/jam

B. LMTD

$$T_1 = 293 \text{ }^{\circ}\text{F atau } 145 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_2 = 113 \text{ }^{\circ}\text{F atau } 45 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$t_1 = 86 \text{ }^{\circ}\text{F atau } 30 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$t_2 = 113 \text{ }^{\circ}\text{F atau } 45 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{1 - (T_1 - t_2) - T_2 - t_1)} \\ &= 80,649 \text{ }^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R &= \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{(t_2 - t_1)} \\ &= 6,7 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} S &= (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1) \\ &= 0,1304 \end{aligned}$$

karena nilai R sangat besar maka harus mencari factor temperature pada fig. 19

$$F_T = 0,83$$

$$\begin{aligned} \Delta T &= F_T \times \text{LMTD} \\ &= 66,938 \end{aligned}$$

C. Menentukan U_D

$$U_D = 50 \text{ Btu/(jam)}(\text{ft}^2)(^{\circ}\text{F})$$

D. Pemilihan jenis dan ukuran pipa

Dari tabel 10 Kern dipilih pipa:

$$\text{OD} = 1,25 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$L = 16 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 1,12 \text{ in}$$

$$\text{ao} = 0,3271 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{ai} = 0,985 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

E. Menghitung luas perpindahan panas (A)

$$A = Q / (U_D \Delta T)$$

$$= 1806221456,68 \text{ ft}^2$$

F. Menghitung jumlah pipa dan diameter shell

$$\begin{aligned} N_t &= A / (L \times a_o) \\ &= 172560136,1 \end{aligned}$$

Dari tabel 9 Kern dipilih HE dengan ketentuan:

Shell

$$\begin{aligned} ID &= 27 \\ B &= 19 \\ \text{Pass} &= 2 \end{aligned}$$

Tube

$$\begin{aligned} N_t &= 172560136,1 \\ OD &= 1,25 \\ BWG &= 16 \\ \text{Pitch} &= 1,563 \\ \text{Pass} &= 4 \end{aligned}$$

G. Mengkoreksi harga U_D

$$\begin{aligned} \text{Harga A terkoreksi} &= N_t \times L \times a_o \times 2 \\ &= 1806221457 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_D \text{ koreksi} &= Q / (A \text{ or } s \Delta T_{\text{mean}}) \\ &= 41,25 \end{aligned}$$

hot fluid (Shell)

cold fluid (tube)

9. Flow area

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 \times P_T} \quad \times \quad 0.5$$

$$\begin{aligned} C' &= P_T - OD \\ &= 1.6 - 1.3 \\ &= 0.3125 \\ a_s &= 0.354375 \end{aligned}$$

10. Mass Velocity

9. Flow area

$$\begin{aligned} a_t &= \frac{N_t \times a_i}{144 \times n} \\ a_t &= 295089.82 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

10. Mass Velocity

$$\begin{aligned} G_t &= W_t / a_t \\ &= \frac{1.246E+10}{295089.82} \end{aligned}$$

APENDIKS C

$$\begin{aligned} G_s &= W_s/as \\ &= \frac{10384.43}{0.354375} \\ &= 29303.51 \quad \text{lb/hr.ft}^2 \end{aligned}$$

11. At 203 °F

$$\begin{aligned} \mu &= 0.1 \quad \text{cp} \quad (\text{fig.15}) \\ &= 0.2299 \quad \text{lbm/ft.h} \\ &\text{dari fig.28 hal 838 kern} \\ De &= 1.2 \quad \text{in} \\ &= 0.102459 \quad \text{ft} \\ Nre &= \frac{DeG_s}{\mu} = 13059.63 \end{aligned}$$

$$12. \quad j_H = 65$$

13. At 196,7 °F

$$\begin{aligned} C &= 0.4461 \quad \text{Btu/lb.}^\circ\text{F} \\ K &= 0.06753 \quad \text{Btu/hr.ft}^2.^\circ\text{F} \\ (\mu/^\circ\text{F})^{1/3} &= 1.149454 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 14. \quad h_o &= j_H \cdot (D/ft) \cdot (\mu/^\circ\text{F})^{1/3} \\ &= 49.24379 \quad \text{Btu/hr.ft}^2.^\circ\text{F} \end{aligned}$$

15. Clean overall coefficient, U_c

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io}h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= 37.2131 \quad \text{Btu/hr.ft}^2.^\circ\text{F} \end{aligned}$$

16. Menghitung fouling factor (R_D)

$$\begin{aligned} &= 42211.266 \\ Vel, &= G_t/3600p \\ V &= \frac{42211.26627}{3600} \times 62 \\ &= 0.1891186 \end{aligned}$$

11. At 203 °F

$$\begin{aligned} \mu &= 0.09 \quad \text{cp} \\ &= 0.2057 \quad \text{lb./ft.h} \\ Nre &= \frac{DtG_t}{\mu} \\ &= 19152.738 \end{aligned}$$

$$12. \quad h_i = 170$$

$$\begin{aligned} 13. \quad h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\ &= 152.32 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} RD &= \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} \\ &= -0.00278 \end{aligned}$$

Menghitung ΔP tube

$$\begin{aligned} 17. N_t &= 19152,738 \\ f &= 0,0002 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \\ s &= 1 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 18. \Delta P_t &= 2 \times \frac{0,00018 \quad 1,8 \quad +09 \quad 16 \quad 4}{5,2 \quad +10 \quad 0,0933 \quad 1 \quad 1} \\ &= 0,0084 \\ G_t &= 42211,47 \\ v_2/2g' &= 0,12 \\ \Delta P_t &= (4 \times 2 \times 2)/0,12 \\ &= 3,84 \text{ psi} \end{aligned}$$

Menghitung ΔP shell

$$\begin{aligned} 17. N_t &= 13059,63 \\ f &= 0,0016 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \\ s &= 0,8115 \\ D_s &= 27/12 = 2,25 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 18. \Delta P_s &= 2 \times \frac{0,0016 \quad 9 \quad +08 \quad 2,3 \quad 41}{5 \quad +10 \quad 0,1025 \quad 0,8115 \quad 1} \\ &= 0,0289 \\ \Delta P_s &< 10 \text{ psi (desain memenuhi)} \end{aligned}$$

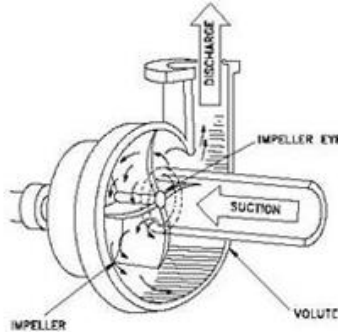
Spesifikasi alat *Condenser 4* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Jenis	: Shell & tube 2-4
Jumlah	: 2
Luas area	: 1806221456,68 ft ²
T ₁	: 293 °F atau 145 °C
T ₂	: 113 °F atau 45 °C
t ₁	: 86 °F atau 30 °C
t ₂	: 113 °F atau 45 °C

ID shell : 27 in atau 0,686 m
OD tube : 1,25 in atau 0,032 m

13. LPG PUMP (P-421)

LPG Pump merupakan salah satu jenis pompa, yang berfungsi sebagai pompa LPG dari *chiller/cold box* menuju tangki penyimpanan LPG.



Gambar 13. Penampang dari *LPG Pump*

Spesifikasi alat dan desain *LPG Pump* mengacu pada *Timmerhaus (1991)*.

Kondisi Operasi:

$$\text{Suhu} = 40^{\circ}\text{C} = 313,15^{\circ}\text{K}$$

$$P_{\text{suc}} = 1,48 \text{ atm} = 213,13 \text{ lb/ft}^2$$

$$P_{\text{suc}} = 11,84 \text{ atm} = 1705 \text{ lb/ft}^2$$

$$\text{Rate mass LPG} = 71476,25 \text{ kg/jam} = 157578,1 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Viscositas} = 0,0251 \text{ lb/ft.s}$$

$$\text{Densitas} = 44,16 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate volumetric} = 157578,1 / (44,16 \times 3600)$$

$$= 0,9912 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 370,35 \text{ gpm}$$

$$D_t = 1,1667 \text{ ft}$$

$$A_t = 1,0685 \text{ ft}^2$$

$$v_1 = 0,9912 / 1,0685$$

$$= 0,9276 \text{ ft/s}$$

$$\text{Dipakai diameter standard} = 6 \text{ in sch 40}$$

(*Kern table 11*)

$$\text{ID} = 4,026 \text{ in} = 0,3355 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 6,625 \text{ in} = 0,5521 \text{ ft}$$

$$A = 28,9 \text{ in}^2 = 0,2007 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} v_2 &= 0,9276 / 0,2007 \\ &= 4,9387 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Asumsi:

$$\begin{aligned} \text{Tinggi pompa ke } chiller &= 20 \text{ ft} \\ \text{Tinggi pompa ke LPG tank} &= 3 \text{ ft} \\ \text{Tinggi datum ke } chiller &= 15 \text{ ft} \end{aligned}$$

A. Perhitungan friksi bagian suction

Friksi karena pipa lurus

$$\begin{aligned} NRe &= 1907,011 \\ \epsilon &= 0,000046 \text{ m} \quad (Geankoplis \text{ fig. 2.10-3}) \\ D &= 1/3 \text{ m} \\ \epsilon/D &= 0,000129 \\ \text{Dari Geankoplis fig 2.10-3 diperoleh } f &= 1,8 \\ Fps &= 4f v^2 L / 2g_c D \\ &= 1,651 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

Friksi karena adanya kontraksi

$$\begin{aligned} Fc &= (0,5 \times 0,9276^2) / (2 \times 0,5) \\ &= 0,3844 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

Total friksi bagian suction = 2,0354 ft lbf/lbm

B. Perhitungan friksi bagian discharge

Friksi karena pipa lurus

$$\begin{aligned} NRe &= 2920 \\ \epsilon &= 0,000046 \text{ m} \quad (Geankoplis \text{ fig. 2.10-3}) \\ D &= 1/3 \text{ m} \\ \epsilon/D &= 0,000129 \\ \text{Dari Geankoplis fig 2.10-3 diperoleh } f &= 0,005 \\ Fpd &= 4f v^2 L / 2g_c D \\ &= 0,4067 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

Friksi karena fitting dan valve

Jenis fitting dan valve		K_f	Jumlah
Elbow 90° standard		3	2
Globe valve	(wide open)	17	1
Check valve	Swing	9	1

$$\begin{aligned}
 hf \text{ (elbow)} &= K_f v^2 / 2g_c \\
 &= (3 \times 4,9387) / 2 \times 32,174 \\
 &= 0,948 \text{ ft lbf/lbm} \\
 hf \text{ (globe valve)} &= K_f v^2 / 2g_c \\
 &= 6,4437 \text{ ft lbf/lbm} \\
 hf \text{ (check valve)} &= K_f v^2 / 2g_c \\
 &= 3,4113 \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

Total friksi bagian discharge

$$\begin{aligned}
 Fd &= (2 \times 0,948) + 6,4437 + 3,4113 + 0,4067 \\
 &= 12,157 \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total friksi} &= 2,0354 + 12,157 \\
 &= 14,1924 \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

C. Perhitungan Power Pompa

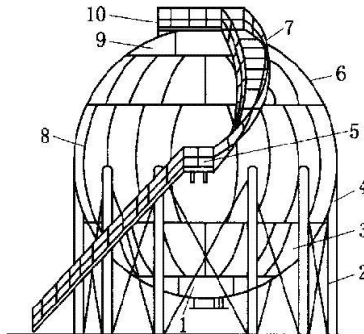
$$\begin{aligned}
 -W_s &= 46,355 \text{ ft lb} \\
 \eta &= 20\% \quad (Peters \& Timmerhaus \text{ fig. 14.37}) \\
 W_p &= W_s / \eta \\
 &= 231,78 \text{ ft lbf/lbm} \\
 BHP &= (231,78 \times 157578,1) / (550 \times 3600) \\
 &= 18,45 \text{ hp} \\
 \text{Eff. Motor} &= 10\% \\
 \text{Actual Power} &= 18,45 / 0,1 \\
 &= 184,46 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi alat *LPG Pump* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	: 370,353 gpm
Tekanan <i>suction</i>	: 1,48 atm
Tekanan <i>discharge</i>	: 11,84 atm
Beda ketinggian	: 20 ft atau 6,096 m
Ukuran pipa	: 6 in OD sch 40
Power pompa	: 186,1 hp

14. LPG STORAGE TANK (TK-422)

LPG Storage Tank merupakan salah satu jenis pressure vessel yang digunakan untuk menyimpan gas – gas yang dicairkan seperti LPG.



Gambar 14. Penampang dari *LPG Storage Tank*

Spesifikasi alat dan desain *LPG Storage Tank* mengacu pada *Brownell & Young (1983)* dan *Dennis Moss (1997)*.

Kondisi Operasi:

$$T = -150^{\circ}\text{C} = 123,15^{\circ}\text{K}$$

$$P = 15 \text{ atm} = 220,439 \text{ psia}$$

$$\text{Rate LPG} = 7323,23 \text{ kg/jam atau } 16164,3 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ LPG} = 492,3 \text{ kg/m}^3 \text{ atau } 30,73 \text{ lb/ft}^3$$

Asumsi lama penyimpanan = 14 hari

$$\begin{aligned} \text{Volume LPG} &= (16164,3 \times 24 \times 14) / 30,73 \\ &= 176739 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Volume standard *spherical tank* 1000 barrels (4210 ft^3) – 500000 (210547 ft^3)

Asumsi jumlah tangki = 3

$$\begin{aligned} \text{Daya tamping LPG per tangki} &= 176739 \text{ ft}^3 / 3 \\ &= 58913,2 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

A. Menghitung volume storage

Bahan akan mengisi tangki sebesar 80% dari volume total maka:

$$\begin{aligned} V \text{ tangki} &= 58913,2 \text{ ft}^3 / 0,8 \\ &= 73641,5 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

B. Menentukan diameter tangki

$$V = \pi D^3 / 6$$

$$73641,5 = \pi D^3 / 6$$

$$D^3 = 140588,237 \text{ ft}^3$$

$$D = 51,998 \text{ ft} = 623,971 \text{ in}$$

C. Perhitungan tebal bejana

$$P_{\text{design}} = 110\% P_{\text{operasi}}$$

$$= 242,483 \text{ psia}$$

$$P = 227,783 \text{ psig (tekanan dalam tangki)}$$

$$D = 623,971 \text{ in}$$

$$E = 1$$

$$R = D/2 = 311,985 \text{ in}$$

$$f = 20000 \text{ psi}$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

$$t_s = \frac{227,783 \cdot 311,985}{2(20000 - 1) - (0,2 \cdot 227,783)}$$

$$= 1,904 \text{ in}$$

$$t_s \text{ standar} = 2 \text{ in} \quad (\text{Brownell \& Young pg. 331})$$

$$OD = 2 \times 2 + 623,971$$

$$= 627,971$$

$$OD \text{ standar} = 624 \text{ in} = 52 \text{ ft}$$

D. Volume per tangki

$$V = 4/3 \pi (R - t_s)^3$$

$$V = 72168,6 \text{ ft}^3$$

E. Perhitungan berat bejana

$$\rho_{\text{material}} = 0,284 \text{ lb/in}^2$$

$$m_{\text{bejana}} = \rho \cdot 4/3 \pi (R^3 - (R - t_s)^3)$$

$$= 689952,867 \text{ lb}$$

(Dennis Moss pg. 596-605)

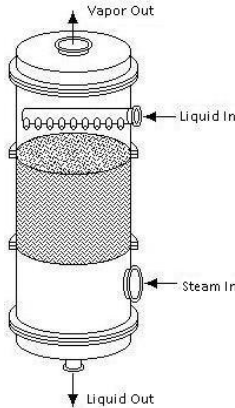
Spesifikasi alat *LPG Storage Tank* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Tipe	: Spherical tank
Bahan	: SA-516-70
Jumlah	: 3
Diameter	: 51,998 ft atau 15,85 m
Tebal	: 2 in atau 0,05 meter

Volume tiap tangki : 72169 ft³ atau 2043598,5 lt
 Berat tangki : 689952,866 lb atau 312957,355 kg

15. GLYCOL REGENERATOR (D-220)

Glycol Regenerator merupakan salah satu jenis *gas-liquid separator*, yang berfungsi sebagai regenerasi larutan amine agar bisa digunakan kembali, dengan cara memisahkan antara gas asam (H₂S dan CO₂) dengan larutan amine (DEA).



Gambar 15. Penampang dari *Glycol Regenerator*

Spesifikasi alat dan desain *Glycol Column* mengacu pada Chohey (2003).

Feed:

T = 40 °C = 313,15 °K
 P = 4,9 bar = 71,34 psia
 W = 130713,62 kg/jam

Top product:

T = 40 °C = 313,15 °K
 P = 4,9 bar = 71,34 psia
 W_v = 43531,5 kg/jam
 ρ_v = 927,289 kg/m³
 V_v = 43531,5 kg/jam : 927,289 kg/m³
 = 46,9449 m³/jam

Bottom product:

$$\begin{aligned}
 T &= 40\text{ }^{\circ}\text{C} = 313,15\text{ }^{\circ}\text{K} \\
 P &= 4,9\text{ bar} = 71,34\text{ psia} \\
 W_L &= 87181,1\text{ kg/jam} \\
 \rho_L &= 1033,95\text{ kg/m}^3 \\
 V_L &= 87181,1\text{ kg/jam} : 1033,95\text{ kg/m}^3 \\
 &= 84,3185\text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

D. Menentukan dimensi tangki *Stripper*

$$\begin{aligned}
 v_v &= 0,00017 \\
 &= 0,00567\text{ m/s} \\
 A &= v_v' : v_v \\
 &= (46,9449/3600) : 0,00567\text{ m/s} \\
 &= 2,298\text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 D &= ((2,298 \times 4) : 3,14)^{1/2} \\
 &= 1,711\text{ m} = 67,364\text{ in} = 5,614\text{ ft}
 \end{aligned}$$

Dengan asumsi:

Residence time selama 5 menit (3-5 menit)

Liquid mengisi 50% stripper

$$\begin{aligned}
 L_L &= (V'_L \times t_s) / (A \times 50\%) \\
 &= (84,3185 \times 5) / (2,298 \times 50\%) \\
 &= 6,115\text{ m} \quad (L\text{ min} = 0,61\text{ m}) \\
 &= 0,61
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L &= (0,61 + 1,5) \times (1,711 + 1,5) \times (0,3048) \\
 &= 3,634\text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L/D\text{ ratio} &= 3,634/1,711 \\
 &= 2,124 \quad (L/D = 2-4, \text{ GPSA Engineering pg. 7-6})
 \end{aligned}$$

E. Menghitung tebal *shell*

$$\begin{aligned}
 P\text{ operasi} &= 71,34\text{ psia} \\
 P\text{ hidrostatik} &= \frac{1033,95 \times 1 \times 6,115}{144} \\
 &= 43,905\text{ psia}
 \end{aligned}$$

$$P\text{ total} = 115,245\text{ psia} = 100,545\text{ psig}$$

$$\begin{aligned}
 P\text{ desain} &= 1,1 \times 100,545 \\
 &= 110,6\text{ psig}
 \end{aligned}$$

Digunakan *plate steel SA-240 Grade B*, maka:

$$f = 17500\text{ psia}$$

$$E = 0,8$$

$$C = 1/8$$

$$t_s = \frac{D}{2(-0,6)} +$$

$$= 0,392 \text{ in}$$

$$(\text{Standarisasi } t_s = 5/16 \text{ in}) \quad (\text{Brownell table 5.7})$$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2t_s$$

$$= 67,364 + (2 \times 0,625)$$

$$= 68,6136 \text{ in}$$

$$\text{Diambil OD} = 72 \text{ in} \quad (\text{Brownell table 5.7})$$

$$\text{ID baru} = \text{OD} - 2t_s$$

$$= 72 - (2 \times 0,625)$$

$$= 71,375 \text{ in}$$

$$\text{L baru} = 71,375 \times 2,124$$

$$= 151,58 \text{ in} = 12,63 \text{ ft}$$

F. Menghitung Tebal tutup

Head: *Elliptical dished head*

$$V = \frac{2 + 2^2}{6}$$

$$= \frac{2 + 4^2}{6}$$

$$= 1$$

$$T_{\text{tutup}} = \frac{110,6 \quad 72 \quad 1}{2(17500 \quad 0,8) - *(0,2 \quad 110,6)} + 0,125$$

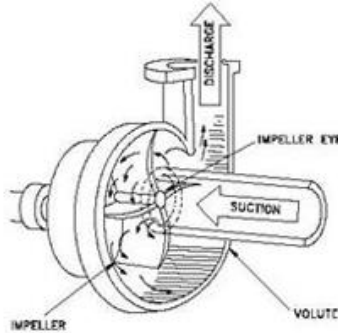
$$= 0,407 \text{ in}$$

Spesifikasi alat *Glycol Regenerator* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Tipe	: <i>Vertical drum</i> dengan <i>mist eliminator</i>
Material	: <i>Plate Steel SA-240 Grade B</i>
ID	: 71,375 inch atau 1,828 meter
OD	: 67,989 inch atau 1,727 meter
Tinggi <i>shell</i>	: 12,632 ft atau 3,85 meter
Tebal <i>shell</i>	: 0,625 inch atau 0,015 meter
Tipe tutup	: <i>Elliptical dished head</i>
Tebal tutup	: 0,407 inch atau 0,013 meter

16. TEG PUMP (P-222)

TEG Pump merupakan salah satu jenis pompa, yang berfungsi sebagai pompa larutan *amine* dari tangki penyimpanan ke kolom *glycol contactor*.



Gambar 16. Penampang dari *TEG Pump*

Spesifikasi alat dan desain *TEG Pump* mengacu pada *Timmerhaus (1991)*.

Kondisi Operasi:

$$\text{Suhu} = 40^{\circ}\text{C} = 313,15^{\circ}\text{K}$$

$$P_{\text{suc}} = 1,48 \text{ atm} = 213,13 \text{ lb/ft}^2$$

$$P_{\text{suc}} = 11,84 \text{ atm} = 1705 \text{ lb/ft}^2$$

$$\text{Rate mass DEA} = 3306,59 \text{ kg/jam} = 7289,8 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Viscositas} = 0,02328 \text{ lb/ft.s}$$

$$\text{Densitas} = 69,33 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate volumetric} = 7289,8 / (69,33 \times 3600)$$

$$= 0,0292 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 10,913 \text{ gpm}$$

$$D_t = 1,1667 \text{ ft}$$

$$A_t = 1,0685 \text{ ft}^2$$

$$v_1 = 0,0292 / 1,0685$$

$$= 0,0273 \text{ ft/s}$$

$$\text{Dipakai diameter standard} = 1\frac{1}{2} \text{ in sch 40} \quad (\text{Kern table 11})$$

$$ID = 1,61 \text{ in} = 0,134 \text{ ft}$$

$$OD = 1,9 \text{ in} = 0,158 \text{ ft}$$

$$A = 0,498 \text{ in}^2 = 0,0035 \text{ ft}^2$$

$$v_2 = 0,0292 / 0,0035$$

$$= 28,445 \text{ ft/s}$$

Asumsi:

Tinggi pompa ke glycol = 15 ft
 Tinggi pompa ke TEG tank = 0 ft
 Tinggi datum ke kolom glycol = 15 ft

A. Perhitungan friksi bagian suction

Friksi karena pipa lurus

NRe = 94,99
 $C = 0,000046 \text{ m}$ (Geankoplis fig. 2.10-3)
 $D = 1/3 \text{ m}$
 $C/D = 0,000129$
 Dari Geankoplis fig 2.10-3 diperoleh $f = 0,8$
 $Fps = 4f v^2 L / 2g_c D$
 $= 0,000955 \text{ ft lbf/lbm}$

Friksi karena adanya kontraksi

$F_c = (0,5 \times 0,0273^2) / (2 \times 0,5)$
 $= 0,000409 \text{ ft lbf/lbm}$

Total friksi bagian suction = 0,00137 ft lbf/lbm

B. Perhitungan friksi bagian discharge

Friksi karena pipa lurus

NRe = 3375
 $C = 0,000046 \text{ m}$ (Geankoplis fig. 2.10-3)
 $D = 1/3 \text{ m}$
 $C/D = 0,000129$
 Dari Geankoplis fig 2.10-3 diperoleh $f = 0,009$
 $Fpd = 4f v^2 L / 2g_c D$
 $= 5,353 \text{ ft lbf/lbm}$

Friksi karena fitting dan valve

Jenis fitting dan valve		K_f	Jumlah
Elbow 90° standard		0,8	2
Globe valve	(wide open)	6	1
Check valve	Swing	2	1

$hf(\text{elbow}) = K_f v^2 / 2g_c$
 $= (0,8 \times 28,445^2) / 2 \times 32,174$
 $= 0,831 \text{ ft lbf/lbm}$

$$\begin{aligned} hf \text{ (globe valve)} &= K_f v^2 / 2g_c \\ &= 6,65 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} hf \text{ (check valve)} &= K_f v^2 / 2g_c \\ &= 2,217 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

Total friksi bagian discharge

$$\begin{aligned} Fd &= (2 \times 0,831) + 6,65 + 2,217 + 5,353 \\ &= 15,883 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total friksi} &= 0,00137 + 15,883 \\ &= 15,884 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

C. Perhitungan Power Pompa

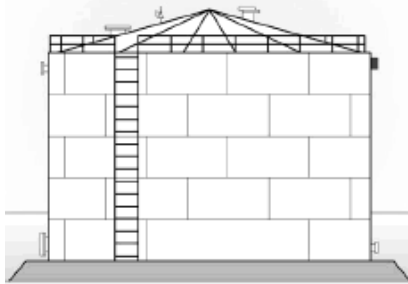
$$\begin{aligned} -W_s &= 56,294 \text{ ft lb} \\ \eta &= 15\% \quad (Peters \ \& \ Timmerhaus \ fig. \ 14.37) \\ W_p &= W_s / \eta \\ &= 375,295 \text{ ft lbf/lbm} \\ BHP &= (375,295 \times 7289,8) / (550 \times 3600) \\ &= 1,382 \text{ hp} \\ \text{Eff. Motor} &= 10\% \\ \text{Actual Power} &= 1,382 / 0,1 \\ &= 13,82 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi alat *TEG Pump* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	: 10,913 gpm
Tekanan <i>suction</i>	: 1,48 atm
Tekanan <i>discharge</i>	: 11,84 atm
Beda ketinggian	: 15 ft atau 4,572 m
Ukuran pipa	: 1½ in OD sch 40
Power pompa	: 13,82 hp

17. TEG STORAGE TANK (TK-221)

TEG Storage tank merupakan salah satu jenis tangki penyimpanan yang berfungsi sebagai alat penyimpanan larutan *glycol (Triethilenglycol)*. Spesifikasi alat dan desain *TEG Storage Tank* mengacu pada *Brownell & Young (1983)*.



Gambar 17. Penampang dari TEG *Storage Tank*

Menentukan tipe tangki penyimpanan.

Tipe Tangki yang dipilih yaitu berbentuk silinder tegak dengan dasar rata dan atap berbentuk conical dengan pertimbangan :

- a. Bahan baku yang disimpan berwujud cair
- b. Kondisi operasi tangki pada tekanan 1 atm dan temperature 40 °C

Berdasarkan literatur "A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics" - Ulrich, tangki penyimpanan dengan spesifikasi seperti di atas dapat memenuhi kriteria kondisi operasi (Max 1.184 atm dan 40°C)

Menentukan bahan konstruksi.

Bahan konstruksi yang dipilih adalah Carbon Steel SA-283 Grade D dengan pertimbangan :

- a. Bahan baku berwujud cairan non korosif
- b. Cocok untuk tangki dengan ketebalan < 1.25 in
- c. Harga relatif lebih murah
- d. Maximum allowable stress : 12650 psi

Menentukan dimensi tangki.

Bahan baku TEG disimpan untuk jangka waktu : 12 jam
 Feed TEG = 568,47 kg/jam
 = 1252,14 lb/jam

$$\begin{aligned}\rho &= 1110,6 \text{ kg/m}^3 \\ &= 69,332 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Volume TEG} &= 273.504 \text{ ft}^3 = 6,137 \text{ m}^3 \\ &= 1363,13 \text{ bbls}\end{aligned}$$

Safety factor tangki : 10%

Sehingga didapatkan volume tangki yang akan direncanakan,

$$V_{\text{tangki}} = 1499,440 \text{ bbl} = 2010 \text{ bbl}$$

Menentukan diameter dan tinggi tangki,

Dari Appendix E (Process Equipment Design, Brownell & Young), dipilih tangki dengan kapasitas 53720 bbl dengan spesifikasi sebagai berikut,

- a. Diameter (D) = 20 ft
- b. Tinggi = 36 ft
- c. Jumlah *Course* = 6 buah
- d. *Allowable Vertical Weld Joint* = 0.156 in
- e. *Butt-welded Courses* = 72 in
= 6.000 Ft

Menghitung tebal dan panjang shell course,

Tebal shell course dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 3.16 dan 3.17 (Brownell & Young)

Berdasarkan *circumferential stress*,

$$t = \frac{p \times d}{2 \times f \times E} + c$$

dimana:

- t = Thickness of shell (in)
- p = Internal pressure (psi)
- d = Inside diameter (in)
- f = Allowable stress (psi)
- E = Joint efficiency

$$c = \text{Corrosion allowance (in)}$$

$$d = 12 \times D = 240$$

Karena density dari TEG tidak melebihi density air pada 60°F, digunakan persamaan 3.17 untuk *hydrostatic test*.

$$p = \rho_{\text{TEG}} \times \frac{H - 1}{144}$$

Untuk pengelasan, digunakan *Double-welded butt joint*, dengan spesifikasi sebagai berikut,

$$E = 80\%$$

$$c = 0.125$$

Sehingga t dapat dihitung,

$$\begin{aligned} T &= \frac{\rho_{\text{TEG}} \times (H - 1) \times 240}{2 \times f \times E \times 144} + c \\ &= \frac{69,335 \times (H - 1) \times 240}{2 \times 12650 \times 80\% \times 144} + 0.125 \\ &= 2,379\text{E-}05 \times (H - 1) \times 240 + 0.125 \end{aligned}$$

Sedangkan panjang shell course dihitung menggunakan persamaan,

$$L = \frac{\pi \times \text{Weld Length}}{12n}$$

$$\begin{aligned} \text{Weld Length} &= \text{Jumlah Course} \times \text{Allowable Welded Joint} \\ n &= \text{Jumlah Course} \end{aligned}$$

Course 1

$$\begin{aligned} t_1 &= 2,379\text{E-}05 \times (H - 1) \times 240 + 0.125 \\ &= 2,379\text{E-}05 \times 35 \times 240 + 0.125 \\ &= 0,32 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk course 1, dipilih plate dengan ketebalan = 0.32 in

Sehingga didapatkan d_1 dan L_1

$$\begin{aligned} d_1 &= (12 \times D) + t_1 \\ &= 240 + 1/3 \\ &= 240,32 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_1 &= \frac{3.14 \times 240,32 - 0.9}{72} \\ &= 10.48615 \text{ ft} \end{aligned}$$

Course 2

$$\begin{aligned} H_2 &= H - 6.000 \\ &= 36 - 6.000 \\ &= 30 \text{ Ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_2 &= 2,379\text{E-}05 \times (H - 1) \times d + 0.125 \\ &= 2,379\text{E-}05 \times 29 \times 240 + 0.125 \\ &= 0.29 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk course 2, dipilih plate dengan ketebalan = 0.29 in

Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned} d_2 &= (12 \times D) + t_2 \\ &= 240 + 0.29 \\ &= 240.29 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_2 &= \frac{3.14 \times 240.29 - 0.9}{72} \\ &= 10.48465 \text{ ft} \end{aligned}$$

Course 3

$$\begin{aligned} H_3 &= H_2 - 6.000 \\ &= 30 - 6.000 \end{aligned}$$

$$= 24 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} t_3 &= 2,379\text{E-}05 \times (H - 1) \times d + 0.125 \\ &= 2,379\text{E-}05 \times 23 \times 240 + 0.125 \\ &= 0.26 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk course 3, dipilih plate dengan ketebalan = 0.26 in
Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned} d_3 &= (12 \times D) + t_2 \\ &= 240 + 0.26 \\ &= 240.26 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_3 &= \frac{3.14 \times 240.26 - 0.9}{72} \\ &= 10.48316 \text{ ft} \end{aligned}$$

Course 4

$$\begin{aligned} H_4 &= H_3 - 6.000 \\ &= 24 - 6.000 \\ &= 18 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_4 &= 2,379\text{E-}05 \times (H - 1) \times d + 0.125 \\ &= 2,379\text{E-}05 \times 17 \times 240 + 0.125 \\ &= 0.22 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk course 4, dipilih plate dengan ketebalan = 0.22 in
Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned} d_4 &= (12 \times D) + t_2 \\ &= 240 + 0.22 \\ &= 240.22 \text{ in} \end{aligned}$$

$$L_4 = \frac{3.14 \times 240.22 - 0.9}{72}$$

$$= \frac{72}{10.48166} \text{ ft}$$

Course 5

$$\begin{aligned} H_5 &= H_4 - 6.000 \\ &= 18 - 6.000 \\ &= 12 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_5 &= 2,379\text{E-}05 \times (H - 1) \times d + 0.125 \\ &= 2,379\text{E-}05 \times 11 \times 240 + 0.125 \\ &= 0.19 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk course 5, dipilih plate dengan ketebalan = 0.19 in
Sehingga didapatkan d_5 dan L_5

$$\begin{aligned} d_5 &= (12 \times D) + t_2 \\ &= 240 + 0.19 \\ &= 240.19 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_5 &= \frac{3.14 \times 240.19 - 0.9}{72} \\ &= 10.48017 \text{ ft} \end{aligned}$$

Course 6

$$\begin{aligned} H_6 &= H_5 - 6.000 \\ &= 12 - 6.000 \\ &= 6 \text{ Ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_6 &= 2,379\text{E-}05 \times (H - 1) \times d + 0.125 \\ &= 2,379\text{E-}05 \times 5 \times 240 + 0.125 \\ &= 0.15 \text{ In} \end{aligned}$$

Untuk course 6, dipilih plate dengan ketebalan 0.15 in

=

Sehingga didapatkan d_6 dan L_6

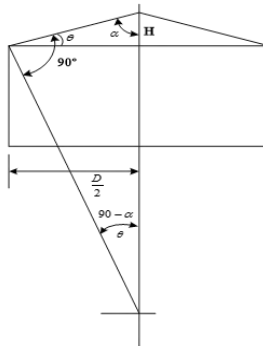
$$\begin{aligned} d_6 &= (12 \times D) + t_2 \\ &= 240 + 0.14 \\ &= 240.15 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_6 &= \frac{3.14 \times 240.15 - 0.9}{72} \\ &= 10.47868 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menghitung head tangki,

Tebal cone digunakan ukuran standard, yaitu : 1 in

M g t u g θ (Su u t l cone terhadap horizontal)



$$\begin{aligned} \sin \theta &= D / (430 \times t) \\ &= 20 / (430 \times 20) \\ &= 0,002325 \\ \theta &= \text{ArcSin } 0,002325 \\ &= 0,13^\circ \end{aligned}$$

dihitung dengan persamaan:

$$\begin{aligned} \text{tg } \theta &= h / (0,5 \times D) \\ h &= 0,5 \times 20 \times 0,13 \\ &= 1,34 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\alpha &= 90 - 0,13 \\ &= 89,87^\circ \\ \text{tg } \alpha &= D / (2 \times H) \\ h &= 20 / (2 \times 2,90) \\ &= 3,44 \text{ ft}\end{aligned}$$

Menghitung diameter pipa inlet dan outlet

Inlet Piping:

Diameter pipa pemasukan diestimasi dengan persamaan berikut ini :

$$Di_{\text{opt}} = 3,9 \times q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Waktu pengisian tangki diasumsikan selama 12 jam

Sehingga q_f :

$$\begin{aligned}q_f &= (6,137 \times 119) / (12 \times 3600) \\ &= 0,017 \text{ cuft/s}\end{aligned}$$

$$\rho = 44,163 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Didapatkan } Di_{\text{opt}} \text{ sebesar } = 1,018 \text{ in}$$

$$od = 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft} \quad (\text{Kern App. Tabel 11})$$

$$id = 0,362 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Outlet Piping:

Menghitung debit fluida:

$$\text{Kapasitas} = 568,47 \text{ kg/h} = 1253,26 \text{ lb/h}$$

$$\text{Density H}_2\text{O} = 999,97 \text{ kg/m}^3 = 62,43 \text{ lb/cuft}$$

$$\begin{aligned}q_f &= 1253,26 / 62,43 \\ &= 0,0056 \text{ cuft/s}\end{aligned}$$

Safety factor = 10%

$$\begin{aligned}q_f &= (0,0056 + 1) \times 10\% \\ &= 0,0061 \text{ cuft/s}\end{aligned}$$

Diameter pipa pemasukan diestimasi dengan persamaan berikut ini :

$$Di_{\text{opt}} = 3,9 \times q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$\text{Didapatkan } Di_{\text{opt}} \text{ sebesar } = 0,683 \text{ in}$$

$$od = 0,275 \text{ ft}^2/\text{ft} \quad (\text{Kern App. Tabel 11})$$

$$id = 0,216 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Spesifikasi alat *TEG Storage Tank* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

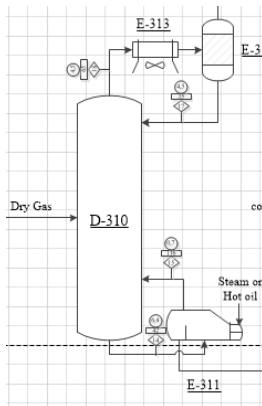
Tipe tangki : *Cylindrical – Conical roof*

Kapasitas tangki : 216,72 ft³

Tinggi tangki	: 36 ft atau 10,97 m
Diameter tangki	: 20 ft atau 6,09 m
Tebal <i>shell per course</i>	
Course 1	: 0,352 in atau 0,0089 m
Course 2	: 0,291 in atau 0,0074 m
Course 3	: 0,256 in atau 0,0065 m
Course 4	: 0,222 in atau 0,0056 m
Course 5	: 0,188 in atau 0,0047 m
Course 6	: 0,154 in atau 0,0039 m
Tebal <i>head</i> tangki	: 0,319 in atau 0,0081 m
Tinggi <i>head</i> tangki	: 3,44 ft atau 1,048 m

18. DEETHANIZER COLUMN (D-310)

Deethanizer Column merupakan salah satu jenis alat pemisahan, yang berfungsi untuk memisahkan komponen C_1 dan C_2 dari komponen yang lebih berat.



Gambar 18. Penampang dari *Deethanizer Column*

Spesifikasi alat dan desain *Deethanizer Column* mengacu pada *Chohey (2003)* dan *Van Winkle (1967)*.

Komponen	Feed		Distilat		Bottom	
	Kmol/jam	x_F	Kmol/jam	x_D	Kmol/jam	x_W
CH_4	1579,072	0,235	1571,177	0,563	7,895	0,002
C_2H_6	277,519	0,041	276,132	0,099	1,388	0,0004
C_3H_8	1981,545	0,295	0	0	1981,545	0,504
i- C_4H_{10}	949,655	0,141	0	0	949,655	0,242
n- C_4H_{10}	955,148	0,142	0	0	955,148	0,243

APENDIKS C

i-C ₅ H ₁₂	12,129	0,002	0	0	12,129	0,003
n-C ₅ H ₁₂	8,391	0,001	0	0	8,391	0,002
C ₆ H ₁₄	13,045	0,002	0	0	13,045	0,003
CO ₂	47,677	0,007	47,677	0,017	0	0
N ₂	147,837	0,022	147,837	0,053	0	0
H ₂ S	0,107	1,6E-5	0,107	3,8E-5	0	0
H ₂ O	746,018	0,111	746,018	0,267	0	0
Sub Total	6718,144	1	2788,949	1	3929,195	1
TOTAL	6718,144		6718,144			

A. Menentukan distribusi bebab massa kolom

Diketahui bahwa untuk kolom distilasi, nilai R sebesar 0,675

a) Aliran liquid untuk reflux (L)

$$\begin{aligned} L &= R \times D \\ &= 1882,54 \text{ kmol/jam} \\ &= 93863,5 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

b) Aliran uap masuk kondenser

$$\begin{aligned} V &= (R + 1) \times D \\ &= 4671,49 \text{ kmol/jam} \\ &= 98475 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

c) Al r l qu M su r bo l r (L')

$$\begin{aligned} L' &= 864,387 \text{ kmol/jam} \\ &= 46063,183 \text{ kg/jam} = 10155 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

d) Aliran liquid untuk reflux (L)

$$\begin{aligned} V' &= 2974,76 \text{ kmol/jam} \\ &= 154568,685 \text{ kg/jam} = 340760 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

B. Perhitungan perancangan kolom distilasi

P operasi = 2800 kPa

L' = 46063,183 kg/jam = 10155 lb/jam

V' = 154568,685 kg/jam = 340760 lb/jam

T feed = 29 °C

BM feed = 24,3

P feed = 2827 kPa

ρ gas = 2,526 lb/ft³

V_m = 37,4725 ft³/s

ρ liquid = 44,16 lb/ft³

Q_m = 38,3266 ft³/s = 286,683 gpm

$$\sigma = 2,181 \text{ dyne/cm}$$

C. Perancangan diameter kolom

1) Beban Maksimum

$$V_{\max} = 1,3 \quad V_m = 48,7142 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$Q_{\max} = 1,3 \quad Q_m = 372,688 \text{ gpm}$$

Beban Minimum

$$V_{\min} = 0,7 \quad V_m = 26,2307 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$Q_{\min} = 0,7 \quad Q_m = 200,678 \text{ gpm}$$

2) Ditetapkan tray spacing sebesar 15 in (Chohey)

Dari Van Ludwig fig. 8.121

$$V_c = 4,5 \text{ fps} \quad \text{pada } e = 0,1$$

$$Dt = 4,1913 \text{ ft} >> 4 \text{ ft (standarisasi)}$$

$$At = 3,14 / 4 \times D^2$$

$$= 12,56 \text{ ft}^2$$

D. Penentuan tipe tray

Pada $Dt = 4 \text{ in}$ dan $Q = 286,683 \text{ gpm}$

Tipe tray: *cross flow* (Van Winkle table 14.3)

Untuk cross flow, $l_w = L$

Ditetapkan: $h_w = 2 \text{ in}$

$$h_w - h_c = 0,25 \text{ in}$$

$$h_c = 1,75 \text{ in}$$

T g g w r b r s r t r 0,15" – 0,25"

Dari table Van Winkle:

$$L/D = 0,8$$

$$L = 3,2 \text{ ft}$$

$$l_w = 3,2 \text{ ft}$$

$$h_w \max = 0,092 \times F_w \times (Q_{\max} : l_w)^{2/3}$$

$$= 2,195 \text{ in}$$

$$h_w \min = 0,092 \times F_w \times (Q_{\min} : l_w)^{2/3}$$

$$= 1,452 \text{ in}$$

$$h_l \max = h_w \max + h_w$$

$$= 4,194 \text{ in}$$

$$h_l \min = h_w \min + h_w$$

$$= 3,452 \text{ in}$$

Trial L/D

L/D	0.7	0.75	0.8	0.85	0.9
L, ft	2.8	3.0	3.2	3.4	3.6
lw, ft	2.8	3.0	3.2	3.4	3.6
hw max, in	2.398	2.291	2.194	2.107	2.028
hw min, in	1.587	1.516	1.452	1.395	1.343
hl max, in	4.398	4.291	4.194	4.107	4.028
hl min, in	3.587	3.516	3.452	3.395	3.343
Ad/At	0.052	0.068	0.0878	0.1118	0.1424
Ad	0.65312	0.85408	1.10277	1.40421	1.78854
Ac	11.2538	10.8518	10.3545	9.75158	8.98291
Adc	4.9	5.25	5.6	5.95	6.3
hd	0.97685	0.57124	0.34264	0.21132	0.13026

Active area

$$A = 2 \left\{ x(r^2 - x^2)^{0.5} + r^2 r \sin \frac{x}{r} \right\}$$

L/D	0.7	0.750	0.800	0.850	0.900
H/D	0.1	0.120	0.143	0.170	0.200
H, ft	0.4	0.48	0.572	0.678	0.8
x, ft	1.475	1.395	1.303	1.197	1.075
r, ft	1.917	1.917	1.917	1.917	1.917
Aa, ft ²	10.063	9.656	9.155	8.539	7.786
Aa/At	0.801	0.769	0.729	0.680	0.620

Dipilih L/D = 0,8 (dengan % Aa/At = 72,8926%)

Ukuran lubang

$$A_o = \frac{A}{2} = \frac{0,9605}{2}$$

n	3	3.5	4	4.5
Ao	0.977	0.718	0.550	0.434

Checking Pressure drop

$$U_o = V_{\max} / A_o$$

$$= 48,7142 / A_o$$

$$p = 12 \frac{\rho V}{\rho L} \cdot 1.14 \left(\frac{U_o^2}{2g} \right) \left[0.4 \left(1.25 - \frac{A_o}{A} \right) + \left(1 - \frac{A_o}{A} \right)^2 \right]$$

$$r = \frac{31.2}{\rho L} \quad ht = hp + hr + hl_{\max}$$

n	3	3.5	4	4.5
Ao	0.977	0.718	0.550	0.434
Uo, ft/dt	49.8572	67.8612	88.635	112.179
hp	38.7343	71.76	122.419	196.092
hr	0.70652	0.70652	0.70652	0.70652
ht	43.63	76.66	127.32	200.99

Checking downcomer, back up, dan weeping

$$Hd = hl_{\max} + ht + hd$$

$$\frac{H}{H} \leq 0,5 \quad Hdf = T + Tw = 17$$

n	3	3.5	4	4.5
Hd	48.172	81.197	131.857	205.530
Hd/Hdf	2.834	4.776	7.756	12.090
hpw	0.41	0.41	0.41	0.41
Um	26.8462	36.5406	47.7266	60.4039
hpm	11.2306	20.8062	35.4944	56.8551

dari hasil perhitungan nilai yang memenuhi adalah n= 4.5

Untuk $L/D = 0.8$ dan $n = 4.5$:

$$A_o < A_a < A_c < A_t \text{ ---> } 0.434 < 9.155 < 10.3545 < 12.56$$

Checking entrainment

$$e = 0,22 (73/\sigma) (V_c/T_c)^{3,2}$$

$$U_c = V_{\max}/A_c = 4,7046$$

$$T_c = 4,515$$

$$e = 0,30671$$

$$Y = e / (1 + e)$$

$$= 0,2347$$

E. Menentukan tinggi kolom

- 1) Tinggi total tray (H_T)

$$\text{Jumlah tray (N)} = 26$$

$$\text{Tinggi total} = T \times (N - 1)$$

$$= 15 \times (26 - 1)$$

$$= 375 \text{ in} = 31,25 \text{ ft}$$

- 2) Tinggi ruang kosong di atas tray

Ditetapkan tinggi ruang kosong di atas tray sebesar 2 ft

- 3) Menghitung tinggi ruang yang ditempati oleh liquid dalam kolom (H_L)

$$\text{Rate liquid} = 101550 \text{ lb/jam}$$

$$\rho_{\text{liquid}} = 44,16 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Asumsi waktu tinggal} = 5 \text{ menit} = 0,0833 \text{ jam}$$

$$\text{Luas permukaan} = 12,56 \text{ ft}^2$$

$$H_L = (\text{Rate liquid} \times t) / (\rho_L \times A)$$

$$= 15,257 \text{ ft}$$

- 4) Tinggi ruang kosong di atas liquid

Ditetapkan tinggi ruang kosong di atas liquid sebesar 1 ft

- 5) Tebal tutup dan tinggi bejana

Asumsi: tutup atas = tutup bawah

$$P_{\text{op}} = 406 \text{ psia}$$

$$P_{\text{des}} = 1,5 \times P_{\text{op}}$$

$$= 558,716 \text{ psia} = 544,016 \text{ psig}$$

$$t_s = \frac{s}{2 \left(\frac{s}{s} + 0,4 \right)} +$$

$$\begin{aligned}
 t_s &= 0,8 \text{ in} \\
 OD &= ID + 2t_s \\
 &= 49,3 \text{ in} \quad (\text{OD standarisasi} = 48 \text{ in}) \\
 rc &= 42 \text{ in} \\
 icr &= 1 \frac{1}{2} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Penentuan tinggi tutup

Digunakan tutup berbentuk tutup *standard dished*

$$\begin{aligned}
 Rc &= 42 \\
 tha &= \frac{0,885}{2} \frac{r}{(-0,1)} + C \\
 &= 0,655 \text{ in (distandarkan menjadi } 5/8 \text{ in)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tutup} &= t + b + sf \\
 \text{Diambil sf} &= 2 \quad (\text{Brownell \& Young table 5.6}) \\
 \text{Maka nilai sf} &= 1 \frac{1}{2} - 3 \frac{1}{2} \\
 icr &= 1 \frac{1}{2} \\
 BC &= 40,5 \text{ in} \\
 AB &= 19,5 \text{ in} \\
 \text{Tinggi head (b)} &= Rc - (BC^2 - AB^2)^{1/2} \\
 &= 6,504 \text{ in} = 0,542 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tutup} \\
 OA &= tha + b + sf \\
 &= 3,17 \text{ ft} \\
 \text{Tinggi total kolom} &= 56,8413 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

F. Menghitung berat tutup

Menghitung diameter blanko untuk ketebalan $> 1 \text{ in}$

$$\begin{aligned}
 d &= OD + (OD/24) + 2sf + (2/3)icr + t \\
 &= 56 \frac{7}{8} \\
 r \text{ steel} &= 490 \text{ lb/ft}^3 \quad (\text{Dennis Moss}) \\
 \text{Weight of head} &= (\pi/4) \times (d^2 \times tha) \times (r/1748) \\
 &= 445,7 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

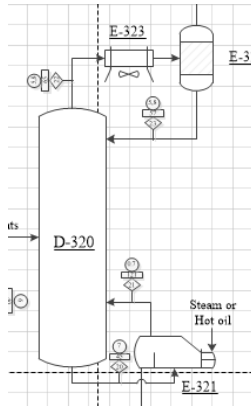
Spesifikasi alat *Deethanizer Column* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \text{Tipe tray} &: \text{Cross flow sieve tray} \\
 \text{Kapasitas} &: 176,251 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 \text{Diameter kolom} &: 4 \text{ ft atau } 1,2192 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tinggi kolom	: 56,841 ft atau 17,325 m
Tray spacing	: 15 in atau 0,381 m
Active area	: 9,155 ft atau 2,79 m
Hole area	: 0,4343 ft ² atau 0,0401 m ²
Downcomer area	: 1,1028 ft ² atau 0,103 m ²
Number of tray	: 26
Berat tutup	: 445,7 lb atau 202,166 kg

19. DEBUTANIZER COLUMN (D-320)

Debutanizer Column merupakan salah satu jenis alat pemisahan, yang berfungsi untuk memisahkan komponen C₃ dan C₄ dari komponen yang lebih berat.



Gambar 19. Penampang dari *Debutanizer Column*

Spesifikasi alat dan desain *Debutanizer Column* mengacu pada *Chohey (2003)* dan *Van Winkle (1967)*.

Komponen	Feed		Distilat		Bottom	
	Kmol/jam	x _F	Kmol/jam	x _D	Kmol/jam	x _W
CH ₄	7,895	0,0055	7,895	0,009	0,0395	6,2E-5
C ₂ H ₆	1,388	0,0009	1,388	0,002	0,0069	1,1E-5
C ₃ H ₈	809,203	0,569	259,754	0,329	549,449	0,8683
i-C ₄ H ₁₀	282,634	0,198	241,510	0,306	41,123	0,0649
n-C ₄ H ₁₀	288,126	0,203	246,204	0,312	41,922	0,0663
i-C ₅ H ₁₂	12,129	0,0085	12,068	0,015	0,0606	9,6E-5
n-C ₅ H ₁₂	8,391	0,0059	8,349	0,010	0,04195	6,6E-5
C ₆ H ₁₄	13,045	0,0092	12,914	0,016	0,13044	0,0002
CO ₂	0	0	0	0	0	0

N ₂	0	0	0	0	0	0
H ₂ S	0	0	0	0	0	0
H ₂ O	0	0	0	0	0	0
Sub Total	1422,8107	1	790,0367	1	632,774	1
TOTAL	1422,8107		1422,8107			

A. Menentukan distribusi bebab massa kolom

Diketahui bahwa untuk kolom distilasi, nilai R sebesar 0,675

a) Aliran liquid untuk reflux (L)

$$\begin{aligned} L &= R \times D \\ &= 533,275 \text{ kmol/jam} \\ &= 26589,1 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

b) Aliran uap masuk kondenser

$$\begin{aligned} V &= (R + 1) \times D \\ &= 1323,31 \text{ kmol/jam} \\ &= 27895,4 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

c) Al r l qu M su r bo l r (L')

$$\begin{aligned} L' &= 378,546 \text{ kmol/jam} \\ &= 20172,716 \text{ kg/jam} = 44472,5 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

d) Aliran liquid untuk reflux (L)

$$\begin{aligned} V' &= 503,208 \text{ kmol/jam} \\ &= 26146,708 \text{ kg/jam} = 57642,7 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

B. Perhitungan perancangan kolom distilasi

$$\begin{aligned} P \text{ operasi} &= 2800 \text{ kPa} \\ L' &= 20172,716 \text{ kg/jam} = 44472,5 \text{ lb/jam} \\ V' &= 26146,708 \text{ kg/jam} = 57642,7 \text{ lb/jam} \\ T \text{ feed} &= 29 \text{ }^{\circ}\text{C} \\ BM \text{ feed} &= 24,3 \\ P \text{ feed} &= 2827 \text{ kPa} \\ \rho \text{ gas} &= 30,733 \text{ lb/ft}^3 \\ V_m &= 0,521 \text{ ft}^3/\text{s} \\ \rho \text{ liquid} &= 44,16 \text{ lb/ft}^3 \\ Q_m &= 16,7846 \text{ ft}^3/\text{s} = 125,549 \text{ gpm} \\ \sigma &= 2,181 \text{ dyne/cm} \end{aligned}$$

C. Perancangan diameter kolom

1) Beban Maksimum

$$V_{\max} = 1,3 \quad V_m = 0,6773 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$Q_{\max} = 1,3 \quad Q_m = 163,213 \text{ gpm}$$

Beban Minimum

$$V_{\min} = 0,7 \quad V_m = 0,3647 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$Q_{\min} = 0,7 \quad Q_m = 87,8842 \text{ gpm}$$

- 2) Ditetapkan tray spacing sebesar 15 in (Chopey)

Dari Van Ludwig fig. 8.121

$$V_c = 4,5 \text{ fps} \quad \text{pada } e = 0,1$$

$$D_t = 4,942 \text{ ft} \gg 5 \text{ ft (standarisasi)}$$

$$A_t = 3,14 / 4 \times D^2$$

$$= 19,625 \text{ ft}^2$$

D. Penentuan tipe tray

Pada $D_t = 5 \text{ ft}$ dan $Q = 125,549 \text{ gpm}$

Tipe tray: *cross flow* (Van Winkle table 14.3)

Untuk cross flow, $l_w = L$

Ditetapkan: $h_w = 2 \text{ in}$

$$h_w - h_c = 0,25 \text{ in}$$

$$h_c = 1,75 \text{ in}$$

$$T \text{ g g w r b r s r t r } 0,15'' - 0,25''$$

Dari table Van Winkle:

$$L/D = 0,8$$

$$L = 4 \text{ ft}$$

$$l_w = 3,2 \text{ ft}$$

$$h_{w \max} = 0,092 \times F_w \times (Q_{\max} : l_w)^{2/3}$$

$$= 1,0904 \text{ in}$$

$$h_{w \min} = 0,092 \times F_w \times (Q_{\min} : l_w)^{2/3}$$

$$= 0,7217 \text{ in}$$

$$h_{l \max} = h_{w \max} + h_w$$

$$= 3,0904 \text{ in}$$

$$h_{l \min} = h_{w \min} + h_w$$

$$= 2,7217 \text{ in}$$

Trial L/D

L/D	0.7	0.75	0.8	0.85	0.9
L, ft	3.5	3.8	4.0	4.3	4.5
lw, ft	3.5	3.8	4.0	4.3	4.5

hw max, in	1.192	1.138	1.090	1.047	1.008
hw min, in	0.789	0.753	0.722	0.693	0.667
hl max, in	3.192	3.138	3.090	3.047	3.008
hl min, in	2.789	2.753	2.722	2.693	2.667
Ad/At	0.052	0.068	0.0878	0.1118	0.1424
Ad	1.0205	1.3345	1.72308	2.19408	2.7946
Ac	17.584	16.956	16.1789	15.2369	14.0358
Adc	6.125	6.5625	7	7.4375	7.875
hd	0.07674	0.04487	0.02692	0.0166	0.01023

Active area

$$A = 2 \left\{ x(r^2 - x^2)^{0.5} + r^2 r \sin \frac{x}{r} \right\}$$

L/D	0.7	0.750	0.800	0.850	0.900
H/D	0.1	0.120	0.143	0.170	0.200
H, ft	0.5	0.6	0.715	0.8475	1
x, ft	1.875	1.775	1.66	1.5275	1.375
r, ft	2.417	2.417	2.417	2.417	2.417
Aa, ft ²	16.091	15.457	14.676	13.713	12.535
Aa/At	0.820	0.788	0.748	0.699	0.639

Dipilih L/D = 0,8 (dengan % Aa/At = 72,8926%)

Ukuran lubang

$$A_o = \frac{A}{2} = \frac{0,9605}{2}$$

n	3	3.5	4	4.5
Ao	1,566	1,151	0,881	0,696

Checking Pressure drop

$$U_o = V_{\max} / A_o$$

$$= 0,6773 / A_o$$

$$p = 12 \frac{\rho V}{\rho L} = 1.14 \left(\frac{U_o^2}{2g} \right) \left[0.4 \left(1.25 - \frac{A_o}{A} \right) + \left(1 - \frac{A_o}{A} \right)^2 \right]$$

$$r = \frac{31.2}{\rho L} \quad ht = hp + hr + hl_{\max}$$

n	3	3.5	4	4.5
Ao	1.566	1.151	0.881	0.696
Uo, ft/dt	0.43244	0.5886	0.76879	0.973
hp	0.0353	0.06541	0.11158	0.17873
hr	0.70652	0.70652	0.70652	0.70652
ht	3.83	3.86	3.91	3.98

Checking downcomer, back up, dan weeping

$$H_d = h_{l \max} + h_t + h_d$$

$$\frac{H}{H} \leq 0,5 \quad H_{df} = T + T_w = 17$$

n	3	3.5	4	4.5
Hd	6.950	6.980	7.026	7.093
Hd/Hdf	0.409	0.411	0.413	0.417
tw	2.64835	2.64438	2.63828	2.62939
tw/H	0.30867	0.3082	0.30749	0.30646
hpw	0.35	0.35	0.35	0.35
Um	0.23285	0.31694	0.41396	0.52392
hpm	0.01024	0.01896	0.03235	0.05182

dari hasil perhitungan nilai yang memenuhi adalah n= 4.5

Untuk L/D = 0.8 dan n = 4.5 :

$$A_o < A_a < A_c < A_t \quad \text{--->} \quad 0.434 < 9.155 < 10.3545 < 12.56$$

Checking entrainment

$$\begin{aligned}
 e &= 0,22 (73/\sigma) (V_c/T_c)^{3,2} \\
 U_c &= V_{\max}/A_c = 0,06541 \\
 T_c &= 7,274 \\
 e &= 0,06541 \\
 Y &= e / (1 + e) \\
 &= 0,2347
 \end{aligned}$$

E. Menentukan tinggi kolom

- 1) Tinggi total tray (H_T)
 - Jumlah tray (N) = 26
 - Tinggi total = $T \times (N - 1)$
 - = $15 \times (26 - 1)$
 - = 375 in = 31,25 ft
 - 2) Tinggi ruang kosong di atas tray
 - Ditetapkan tinggi ruang kosong di atas tray sebesar 2 ft
 - 3) Menghitung tinggi ruang yang ditempati oleh liquid dalam kolom (H_L)
 - Rate liquid = 44472 lb/jam
 - ρ liquid = 44,16 lb/ft³
 - Asumsi waktu tinggal 5menit = 0,0833 jam
 - Luas permukaan = 19,625 ft²
 - $H_L = (\text{Rate liquid} \times t) / (\rho_L \times A)$
 - = 4,276 ft
 - 4) Tinggi ruang kosong di atas liquid
 - Ditetapkan tinggi ruang kosong di atas liquid sebesar 1 ft
 - 5) Tebal tutup dan tinggi bejana
 - Asumsi: tutup atas = tutup bawah
 - Pop = 406 psia
 - P des = $1,5 \times \text{Pop}$
 - = 558,716 psia = 544,016 psig
- $$t_s = \frac{s}{2 \left(\frac{o}{s} + 0,4 \right)} +$$
- $$\begin{aligned}
 t_s &= 0,969 \text{ in} \\
 OD &= ID + 2t_s \\
 &= 61,3 \text{ in} \quad (\text{OD standarisasi} = 60 \text{ in}) \\
 rc &= 56 \text{ in} \\
 icr &= 4 \frac{1}{2} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Penentuan tinggi tutup

Digunakan tutup berbentuk tutup *standard dished*

$$R_c = 56$$

$$t_{ha} = \frac{0,885}{2(-0,1)} r + C$$

$$= 0,832 \text{ in (distantarkan menjadi } 7/8 \text{ in)}$$

$$\text{Tinggi tutup} = t + b + sf$$

$$\text{Diambil sf} = 2 \quad (\text{Brownell \& Young table 5.6})$$

$$\text{Maka nilai sf} = 1 \frac{1}{2} - 3 \frac{1}{2}$$

$$\text{icr} = 4 \frac{1}{2}$$

$$BC = 51,5 \text{ in}$$

$$AB = 23,5 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi head (b)} &= R_c - (BC^2 - AB^2)^{1/2} \\ &= 10,174 \text{ in} = 0,848 \text{ ft} \end{aligned}$$

Tinggi tutup

$$\begin{aligned} OA &= t_{ha} + b + sf \\ &= 3,68 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi total kolom} = 46,8858 \text{ ft}$$

F. Menghitung berat tutup

Menghitung diameter blanko untuk ketebalan $> 1 \text{ in}$

$$\begin{aligned} d &= OD + (OD/24) + 2sf + (2/3)icr + t \\ &= 71 \frac{5}{8} \end{aligned}$$

$$r_{\text{steel}} = 490 \text{ lb/ft}^3 \quad (\text{Dennis Moss})$$

$$\begin{aligned} \text{Weight of head} &= (\pi/4) \times (d^2 \times t_{ha}) \times (r/1748) \\ &= 939,345 \text{ lb} \end{aligned}$$

Spesifikasi alat *Debutanizer Column* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Type tray : *Cross flow sieve tray*

Kapasitas : $16,785 \text{ ft}^3/\text{jam}$

Diameter kolom : 5 ft atau $1,542 \text{ m}$

Tinggi kolom : $46,886 \text{ ft}$ atau $14,291 \text{ m}$

Tray spacing : 15 in atau $0,381 \text{ m}$

Active area : $9,155 \text{ ft}^2$ atau $2,79 \text{ m}^2$

Hole area : $0,4343 \text{ ft}^2$ atau $0,0401 \text{ m}^2$

Downcomer area : $1,1028 \text{ ft}^2$ atau $0,103 \text{ m}^2$

APENDIKS C

Number of tray : 26
Berat tutup : 939,345 lb atau 426,079 kg

BIODATA PENULIS

ELOK TRILYDIA NINGRUM

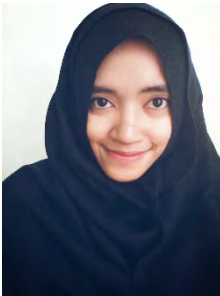
(2312 030 051)



Penulis lahir di Surabaya pada tanggal 2 April 1995, sebagai anak bungsu dari tiga bersaudara. Penulis menempuh jenjang pendidikan pertamanya di TK Setia Bhakti Surabaya, kemudian melanjutkan jenjang studinya di SD Setia Bhakti Surabaya, SMP Negeri 7 Surabaya, SMA Negeri 9 Surabaya, dan di D3 Teknik Kimia FTI-ITS. Penulis pernah melaksanakan kerja praktek di PT. Salim Ivomas Pratama Tbk, Surabaya. Penulis juga aktif dalam organisasi dan mengikuti beberapa pelatihan dan seminar. Organisasi yang diikuti selama kuliah adalah menjadi staff Akesma HIMA D3KKIM pada periode 2013-2015. Email: eloktrilydia@gmail.com

EGA TIKASARI

(2312 030 054)



Penulis lahir di Surabaya pada tanggal 25 Agustus 1994, sebagai anak pertama dari tiga bersaudara. Penulis menempuh jenjang pendidikan pertamanya di TK Setia Putra Utama Surabaya, kemudian melanjutkan jenjang studinya di SDN Rangkah VII Surabaya, SMP Negeri 9 Surabaya, SMA Negeri 1 Surabaya, dan di D3 Teknik Kimia FTI-ITS. Penulis pernah melaksanakan kerja praktek di PT. Petrokimia, Gresik. Penulis juga aktif dalam organisasi dan mengikuti beberapa pelatihan dan seminar. Organisasi yang diikuti selama kuliah adalah menjadi staff Kominfo HIMA D3KKIM pada periode 2013-2015. Email: egatikasari54@gmail.com